

UNIVERSIDAD NACIONAL BASADRE GROHMANN - TACNA

Facultad de Ingeniería

Escuela Académico Profesional de Ingeniería Metalúrgica

OPTIMIZACIÓN EN LA ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES
EN BASE AL TIPO DE DILUYENTE EN EL ORGÁNICO,
EN UNA UNIDAD MINERA.

TESIS

Presentada por:

Bach. JOSE ANTONIO DURAND VENEGAS

Para optar el Título Profesional de:

INGENIERO METALURGISTA

TACNA - PERÚ

2014

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN – TACNA

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE INGENIERÍA

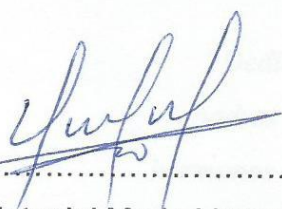
METALÚRGICA

**OPTIMIZACIÓN EN LA ETAPA DE EXTRACCIÓN POR
SOLVENTES EN BASE AL TIPO DE DILUYENTE EN EL
ORGÁNICO, EN UNA UNIDAD MINERA**

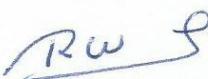
Tesis aprobada el 11 de diciembre de 2014, estando integrado el Jurado

Calificador por:

PRESIDENTE


.....
MSc. Nataniel Mario Linares Gutiérrez.

SECRETARIO


.....
MSc. Tolomeo Raúl Soto Pérez

MIEMBRO


.....
Mgr. Raúl Del Pozo Tello

ASESOR


.....
Dr. Luis Fortunato Caso Palpa

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mis padres Felix y Lucila, a mis hermanos Luz, Leandro, Robert y Alex, por ser ellos la fuente de energía e inspiración de mi desarrollo profesional

AGRADECIMIENTOS

Se agradece a los ingenieros compañeros de trabajo por las horas dedicadas y calidad profesional demostrada durante su participación en el desarrollo de estas pruebas.

Así mismo el reconocimiento al Ing. Luis Caso por su apoyo en el desarrollo de esta Tesis.

CONTENIDO

	Pág.
DEDICATORIA	
AGRADECIMIENTO	
CONTENIDO	
RESUMEN	
INTRODUCCION 1	
CAPITULO I : ESTUDIO METODOLOGICO DEL PROBLEMA	
1.1 DESCRIPCION DEL PROBLEMA	3
1.2 DELIMITACION DEL PROBLEMA	4
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	6
1.4 JUSTIFICACION DEL PROBLEMA	6
1.5 TIPO Y NIVEL DE INVESTIGACION	7
1.6 OBJETIVOS	7
1.6.1 Objetivo principal	7
1.6.2 Objetivos específicos	7

CAPITULO II: FUNDAMENTO TEORICO O REFERENCIAL

2.1. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACION	8
2.2 BASES TEORICAS	10
2.2.1 PROCESO DE LIXIVIACIÓN	10
2.2.1.1 Introducción	10
2.2.1.2 Lixiviación de minerales de cobre	
10	
2.2.1.3 Disolución de minerales d cobre	11
2.2.1.4 Ganga mineral	14
2.2.1.5 Crisocola	14
2.2.2 METODOS DE LIXIVIACIÓN	16
2.2.2.1 Lixiviación en pilas (Heap leaching)	16
2.2.2.1.1 Descripción	16
2.2.2.1.2 Construcción de pilas	19
2.2.2.1.3 Operación de las pilas	23
2.2.2.2 Chancado de mineral	26
2.2.2.3 Aglomeración	28
2.2.2.4 Variables del proceso	33
2.2.2.5 Diseño de pilas	34
2.2.3 CINETICA DE LIXIVIACION DE MINERALES	37
2.2.4 MODELOS CINETICOS DE LIXIVIACIÓN	38

2.2.4.1 Introducción	38
2.2.5 MODELO DE NÚCLEO RECESIVO SIN CENIZA	40
2.2.6 MODELO DE NÚCLEO RECESIVO CON FORMACIÓN DE CENIZAS	49
2.3 EXTRACCION POR SOLVENTES	51
2.3.1 INTRODUCCION	51
2.3.2 GENERALIDADES	56
2.3.2.1 REACTIVOS EXTRACTANTES	56
2.3.2.2 PLANTAS ANTIGUAS O DE PRIMERA GENERACION	58
2.3.2.3 PLANTAS ACTUALES O DE ÚLTIMA GENERACION	59
2.3.2.4 CONCENTRACION DE SOLUCIONES	61
2.3.2.5 TRATAMIENTO DE BORRA	62
2.3.2.6 RECUPERACION DE ORGANICO	62
2.3.2.7 REMOCION DE ACUOSO	64
2.3.2.8 LIMPIEZA DE ORGANICO	65
2.3.2.9 DISEÑO ALTERNATIVO DE MEZCLADORES	66
2.3.3 DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO	66
2.3.4 PROCESO EN PLANTA DE CATODOS	69
2.3.5 CONCEPTOS OPERACIONALES	73
2.3.5.1 EMULSION Y COALESCENCIA	74
2.3.5.2 BANDA DE DISPERSION	75
2.3.5.3 BANDA DE ORGANICO	76

2.3.5.4 SOLIDOS EN SUSPENSIÓN	76
2.3.5.5 CONTINUIDAD DE FASES	77
2.3.5.6 TIEMPO DE SEPARACION DE FASES	79
2.3.5.7 RAZONES O/A	80
2.3.5.8 ARRASTRES	81
2.3.5.9 BORRAS	82
2.3.5.10 NIVELES DE IMPUREZAS	83
2.3.5.11 ACIDEZ- pH	83
2.3.5.12 TEMPERATURA	84
2.3.5.13 VELOCIDAD DE AGITACION	84
2.3.5.14 CARGA MAXIMA	86
2.3.5.15 TRANSFERENCIA NETA	86
2.3.5.16 PROPIEDADES DEL EXTRACTANTE	87
2.3.5.17 CARACTERISTICAS DEL DILUYENTE	88
2.3.5.18 MECANISMO DE LOS INTERCAMBIOS	89
2.3.6 MEZCLADORES – DECANTADORES	90
2.3.7 BALANCE MATERIALES	98
2.3.8 PROBLEMÁTICA DEL ARRASTRE EN EL PROCESO	99
SX	
2.3.8.1 ANTECEDENTES	99
2.3.8.2 ARRASTRES DE ACUOSO EN FASE ORGANICA	102
2.3.8.3 EQUIPO COALESCEDOR CHUQUICAMATA	106

2.3.8.4 ARRASTRES DE ORGANICO EN FASE ACUOSA	110
2.4 HIPOTESIS	112
2.5 VARIABLES INDEPENDIENTES Y DEPENDIENTES	113
2.6 INDICADORES Y OPERACIONALIZACION DE VARIABLES	113

CAPITULO III: DESARROLLO METODOLOGICO DE LA INVESTIGACION

3.1 DESARROLLO DE PRUEBAS	115
3.1.1 CARACTERIZACION FISICO-QUIMICA	115
3.1.2 TASA DE EVAPORACION A NIVEL LABORATORIO	117
3.1.3 CINETICA DE EXTRACCION	121
3.1.4 PRUEBAS DE BATCH SEPARACION DE FASES	124

CONCLUSIONES

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

ANEXOS

RESUMEN

Los diluyentes y modificadores corresponden a componentes de la fase orgánica, que tienen funciones específicas en la optimización del proceso de extracción. En un círculo de extracción por solventes (SX) la fase orgánica normalmente está conformada por uno, dos o tres componentes: el extractante, el diluyente y algún modificador. Por lo general, el diluyente es el componente de la fase orgánica que está presente en mayor proporción dentro de ella. Los diluyentes se utilizan para disminuir la viscosidad de la fase orgánica para que fluya fácilmente y contribuya al contacto entre las dos fases. También se usan para reducir la excesiva concentración del extractante orgánico activo. Al igual que en el caso de los agentes extractantes, el diluyente debe cumplir ciertos requisitos. Entre los más importantes se señalan los siguientes:

- ✓ Ser capaz de disolver el extractante y mantenerlo en solución.

- ✓ Tener baja viscosidad y densidad.
- ✓ Tener estabilidad química.
- ✓ Presentar baja solubilidad en la fase acuosa.
- ✓ Poseer un alto punto de inflamación, baja toxicidad y baja tasa de evaporación.

INTRODUCCIÓN

Perú, es uno de los países, que tratan minerales oxidados de cobre por lixiviación. El proceso de lixiviación convencional consiste en una etapa de curado ácido y aglomerado, seguido de una etapa de lixiviación en pilas. Generalmente, el ácido usado en la lixiviación de óxidos de cobre es el ácido sulfúrico (H_2SO_4).

Es importante mencionar que la lixiviación de minerales de cobre, consiste en una disolución de los compuestos de cobre en soluciones ácidas, es un proceso hidrometalúrgico bastante antiguo, que se aplicaba originalmente a minerales oxidados. El incentivo para desarrollar los procesos hidrometalúrgicos, provenía del hecho, que los minerales oxidados de cobre de baja ley no eran susceptibles de ser concentrados por la operación convencional de flotación. Actualmente, existe el incentivo adicional de evitar por esta vía, la contaminación ambiental causada por los procesos metalúrgicos convencionales basados en fundiciones. El primer proceso de lixiviación que se aplicó en gran escala fue la lixiviación en bateas en los años veinte. En este proceso, la lixiviación se producía por inundación de los minerales en contenedores (bateas) de grandes dimensiones y el cobre se recuperaba mediante precipitación con chatarra de hierro -proceso que se conoce como

cementación- o vía electro-obtención directa. En ambos casos, el producto era impuro y requería su procesamiento en una fundición.

En la actualidad, la mayoría de estas plantas, han sido modificadas a operaciones modernas de lixiviación en pilas. Tempranamente, se comenzó a utilizar también los líquidos lixiviados en forma natural que se formaban en los botaderos de las minas a tajo abierto. En estos casos, el cobre se obtenía por cementación. De estas operaciones se derivaron los métodos modernos de lixiviación en forma de lixiviación en pilas, lixiviación de colas, tostación —lixiviación— electro-obtención y lixiviación en el mismo lugar.

Debemos precisar que en la mina donde se realizaron las pruebas se propone el uso del diluyente que trabaje mejor con el extractante e indirectamente con el PLS de Planta.

CAPÍTULO I

ESTUDIO METODOLOGICO DEL PROBLEMA

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Normalmente, el diluyente se puede comportar como un compuesto químicamente inerte, pero existen ocasiones, en que el diluyente también influye en el comportamiento del reactivo y puede ser un participante esencial en el éxito o eventuales dificultades operacionales del proceso. Cuando el diluyente interactúa con el reactivo en la fase orgánica puede favorecer la polimerización del reactivo y restar así parte de los componentes activos dentro de la fase orgánica. Otros diluyentes producen el efecto contrario, lo que en los casos de extracción por intercambio catiónico se puede detectar midiendo la constante dieléctrica del diluyente. El menor valor resultante es el que da las mejores extracciones. Actualmente en la Planta se usa el diluyente ORFOM SX-80®, el cual es un derivado de petróleo, conformado por un 21% de aromáticos y 79% de elementos alifáticos; es este alto porcentaje de aromáticos en el diluyente que produce que la evaporación ocurrida sea una de las mayores pérdidas

del reactivo, encontrándose actualmente la tasa de evaporación en promedio de 0.16 lt/m².día, que representa un aproximado de 58.68 m³ por mes, tanto en los sectores de SX, Tank Farm y Poza de Refino.

Es esta razón por la que se busca tener nuevas alternativas de diluyente que presenten una menor tasa de evaporación, evaluando a la vez su performance en la separación de fases y su efecto en la cinética de extracción.

1.2 DELIMITACIÓN DEL PROBLEMA

a. Delimitación Espacial.-

Unidad de Producción Cuajone

Southern Peru Moquegua

Los lugares donde se desarrollará la investigación.

b. Delimitación Temporal.-

La investigación se inicia con la aprobación del plan de tesis y nombramiento del asesor, se estima que el inicio y fin del trabajo de investigación será como se indica en la tabla:

	Plan de Tesis	Desarrollo de Tesis
Inicio	Marzo del 2014	Mayo del 2014
Fin	Noviembre del 2014	Noviembre del 2014

El trabajo de recolección de datos se ha iniciado en el año 2013 y se estima terminará en el 2014.

c. Delimitación Social.-

Se refiere a que en la investigación participaran los siguientes recursos humanos:

- El Investigador
- El Asesor y los jurados
- Ejecutivos del área de Recursos Humanos
- Ejecutivos de la empresa
- Especialistas en el Tema de Investigación.

d. Delimitación Conceptual.-

Se refiere a los conceptos que se utilizan en el trabajo de investigación, por ejemplo, en el tema de Sistemas expertos y

organizaciones Inteligentes, se consideran y utilizan los conceptos de:

- Organizaciones Inteligentes
- Prototipos de organizaciones inteligentes
- Las disciplinas del aprendizaje
- La teoría general de sistemas
- Las inteligencias múltiples

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

¿De qué manera influyen las características y comportamientos de los diluyentes alternativos CONOSOL, SHELLSOL 2046 AR y ESCAID 115 en el proceso de extracción de cobre comparándolo con el diluyente ORFOM SX-80?

1.4 JUSTIFICACIÓN DEL PROBLEMA

El diluyente se puede comportar como un compuesto químicamente inerte, pero existen ocasiones, en que el diluyente también influye en el comportamiento del reactivo y puede ser un participante esencial en el éxito o eventuales dificultades operacionales del proceso.

1.5 TIPO Y NIVEL DE LA INVESTIGACIÓN

Investigación aplicada de nivel experimental

1.6 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.6.1 Objetivo General

Estudiar el comportamiento de diluyentes alternativos como el CONOSOL, SHELLSOL 2046 AR y ESCAID 115 comparándolo con el diluyente ORFOM SX-80

1.6.2 Objetivos específicos

Evaluar las características de diluyentes alternativos CONOSOL, SHELLSOL 2046 AR y ESCAID 115 comparándolo con el diluyente ORFOM SX-80, en el proceso de extracción de cobre.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTO TEÓRICO O REFERENCIAL

2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

Los diluyentes y modificadores corresponden a componentes de la fase orgánica, que tienen funciones específicas en la optimización del proceso de extracción. En un círculo de extracción por solventes (SX) la fase orgánica normalmente está conformada por uno, dos o tres componentes: el extractante, el diluyente y algún modificador. Por lo general, el diluyente es el componente de la fase orgánica que está presente en mayor proporción dentro de ella. Los diluyentes se utilizan para disminuir la viscosidad de la fase orgánica para que fluya fácilmente y contribuya al contacto entre las dos fases. También se usan para reducir la excesiva concentración del extractante orgánico activo. Al igual que en el caso de los agentes extractantes, el diluyente debe cumplir ciertos requisitos. Entre los más importantes se señalan los siguientes:

- ✓ Ser capaz de disolver el extractante y mantenerlo en solución.

- ✓ Tener baja viscosidad y densidad.
- ✓ Tener estabilidad química.
- ✓ Presentar baja solubilidad en la fase acuosa.
- ✓ Poseer un alto punto de inflamación, baja toxicidad y baja tasa de evaporación.

Normalmente, el diluyente se puede comportar como un compuesto químicamente inerte, pero existen ocasiones, en que el diluyente también influye en el comportamiento del reactivo y puede ser un participante esencial en el éxito o eventuales dificultades operacionales del proceso. Cuando el diluyente interactúa con el reactivo en la fase orgánica puede favorecer la polimerización del reactivo y restar así parte de los componentes activos dentro de la fase orgánica. Otros diluyentes producen el efecto contrario, lo que en los casos de extracción por intercambio catiónico se puede detectar midiendo la constante dieléctrica del diluyente. El menor valor resultante es el que da las mejores extracciones. Actualmente en la Planta se usa el diluyente ORFOM SX-80®, el cual es un derivado de petróleo, conformado por un 21% de aromáticos y 79% de elementos alifáticos; es este alto porcentaje de aromáticos en el diluyente que produce que la evaporación ocurrida sea una de las mayores pérdidas del reactivo, encontrándose actualmente la tasa

de evaporación en promedio de 0.16 lt/m².día, que representa un aproximado de 58.68 m³ por mes, tanto en los sectores de SX, Tank Farm y Poza de Refino.

Es esta razón por la que se busca tener nuevas alternativas de diluyente que presenten una menor tasa de evaporación, evaluando a la vez su performance en la separación de fases y su efecto en la cinética de extracción.

2.2 BASES TEORICAS

2.2.1 PROCESO DE LIXIVIACIÓN.

2.2.1.1 Introducción.

El proceso básico de la hidrometalurgia del cobre es la lixiviación, entendiéndose como tal, la disolución y recuperación del cobre, contenidos en sus minerales mediante un procedimiento por vía húmeda.

Las ventajas son:

- a) Los metales pueden ser obtenidos en forma directa desde la solución.
- b) La ganga silíceo no es afectada por la mayoría de los reactivos

lixiviantes.

- c) La mayoría de los procesos son llevados a cabo a temperatura ambiente.
- d) Se puede tratar minerales de baja ley,
- e) Baja contaminación ambiental.

2.2.1.2 Lixiviación de minerales de cobre.

Entre los solventes más empleados en la lixiviación de minerales de cobre, pueden nombrarse los siguientes:

- a) Agua: Disuelve fácilmente los sulfatos naturales.
- b) Ácido sulfúrico: Es el solvente de cobre más empleado, es selectivo, no ataca generalmente las gangas, salvo que sean calcáreas.
- c) Ácido clorhídrico: Diluido disuelve solventes de óxidos, pero, su empleo es restringido por las dificultades de corrosión, transporte y costo.
- d) Ácido nítrico diluido: Disuelve fácilmente los minerales oxidados de cobre, no se emplea por su alta corrosividad y dificultad en su manejo.
- e) Amoniaco: Es un buen solvente para el óxido de cobre, pero su aplicación es difícil por pérdidas de volatilización.
- f) Sulfato férrico: Ataca fácilmente los óxidos y ayuda a disolver los

sulfuros, pero la formación de sulfuro ferroso es altamente nociva.

2.2.1.3 Disolución de minerales de cobre.

Un mineral de cobre, es un complejo que contiene diversas especies, presentándose en la naturaleza en forma de menas sulfuradas y oxidadas.

- 1) Los óxidos reaccionan con ácido sulfúrico para dar sulfato de cobre:

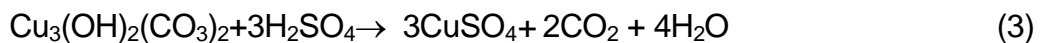
Tenorita:



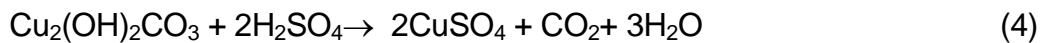
Cuprita:



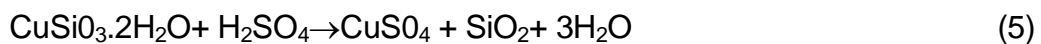
Azurita:



Malaquita:



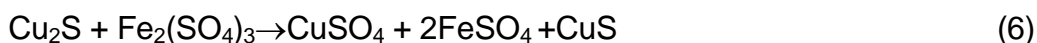
Crisocola:



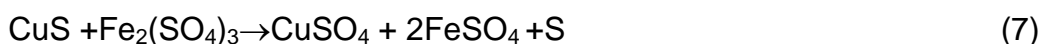
- 2) Los sulfuros requieren la acción de un agente oxidante para su disolución.

El agente oxidante más usado es el ion férrico en forma de sulfato férrico:

Calcosina:



Covelita:



Calcopirita:



Calcosina:



Bornita:

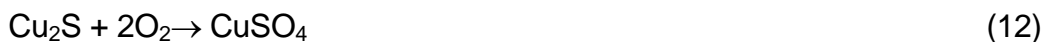


3) Con bacterias.

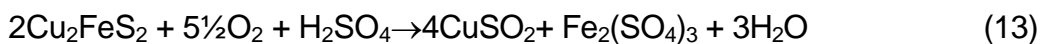
BACT



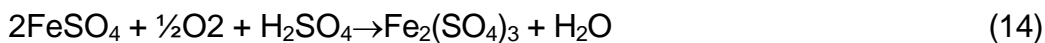
BACT



BACT



BACT



BACT



2.2.1.4 Ganga mineral.

Las gangas en general, consumen ácido y liberan cantidades considerables de especies acuosas a la solución. Generalmente los que consumen mayor cantidad de ácido son los carbonatos como: la calcita (CaCO_3), siderita (FeCO_3), magnesita (MgCO_3) y dolomita ($\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$).

Una segunda categoría de ganga consumidora de ácido son los minerales de clorita y los silicatos. La cinética de estos minerales son mucho más lentas que la de los carbonates. También hay óxidos metálicos y limonitas que consumen ácido.

2.2.1.5 Crisocola.

La crisocola, muchas veces se asocia a la familia de los silicatos. Esta especie abunda tanto en minas como en afloramiento de minerales oxidados de cobre y es abundante en los yacimientos cupríferos de nuestro país. El porcentaje de cobre en la crisocola es de 36,1%. La crisocola es un mineral de color azul-verdoso único en el mundo. Su densidad varía de 2 000 a 2 300 kg/m^3 y se encuentra asociado principalmente de cuarzo, limonita, azurita, malaquita, cuprita y otros minerales secundarios.

El consumo teórico de ácido para la crisocola es de 0,56 kg de

H₂SO₄, por kg de cobre producido. De acuerdo a experimentos de lixiviación en botella, realizados para varios tamaños de crisocola en una solución de 1% a 5% de ácido sulfúrico, se obtuvo que la razón de disolución aumenta a medida que disminuía el tamaño de la partícula, y que prácticamente el 97% era disuelto para un tamaño promedio en aproximadamente 6 horas. En cuanto al consumo de ácido, se encontró que éste, está sobre el teórico (un promedio de 1,91 kg de H₂SO₄ por kg de cobre producido) y que se incrementa a medida que se incrementa la concentración de ácido, presumiblemente porque algo de sílice fue disuelto para formar ácido salicílico.

La crisocola reacciona con el sulfato férrico de acuerdo a la reacción:

Crisocola:



Las reacciones de los óxidos con sulfato férrico, no tiene mucha importancia práctica, sin embargo la presencia de sulfato férrico puede conducir a la producción de reacciones secundarias que generan ácido y que simultáneamente permiten mantener el pH constante por medio de la formación de un precipitado básico de sulfato férrico que reciben el nombre de hidronio-jarosita:



2.2.2 MÉTODOS DE LIXIVIACIÓN.

2.2.2.1 Lixiviación en pilas (*Heap leaching*).

2.2.2.1.1 Descripción.

El esquema general del proceso, se puede observar en la figura 2. El mineral procedente de la explotación, a cielo abierto o subterránea, debe ser ligeramente preparado en una planta de chancado y/o aglomeración, para conseguir una granulometría controlada que permita un buen coeficiente de permeabilidad.

Una vez preparado el mineral, se coloca en montones de sección trapezoidal y altura calculada para proceder a su riego con la solución lixivante. Tras percolar a través de toda la pila, se recolectan los líquidos enriquecidos (solución rica) que se llevan a la planta de proceso de recuperación de la sustancia mineral (sal o metal). Las aguas sobrantes del proceso vuelven a ser acondicionadas para ser recicladas hacia las pilas. También, en algunos casos, es preciso añadir agua nueva, para reponer las fuertes pérdidas de evaporación del circuito.

Se denomina cancha de lixiviación a la superficie de apoyo de la pila donde se coloca la impermeabilización. Cuando la cancha es recuperada

para re-utilizarla con un nuevo mineral se trata de lixiviación en pilas dinámicas, mientras que, si el terreno no es recuperado y, por lo tanto, el mineral agotado queda en el depósito como nueva base para otra pila, se está en la lixiviación en pilas estáticas o permanentes.

La solución rica (S.R. o P.L.S.: *pregnant leach solution*) es generalmente impura y diluida y deberá ser purificada y concentrada antes de recuperar el metal. En la hidrometalurgia del cobre, eso se realiza mediante la extracción por solvente seguida por la electrodeposición del cobre. La solución rica sólo contiene 4 - 6 g/l Cu y 1 - 2 g/l H₂SO₄ y es impura (5 g/l Fe, SiO₂, Al₂O₃coloides, sólidos en suspensión).

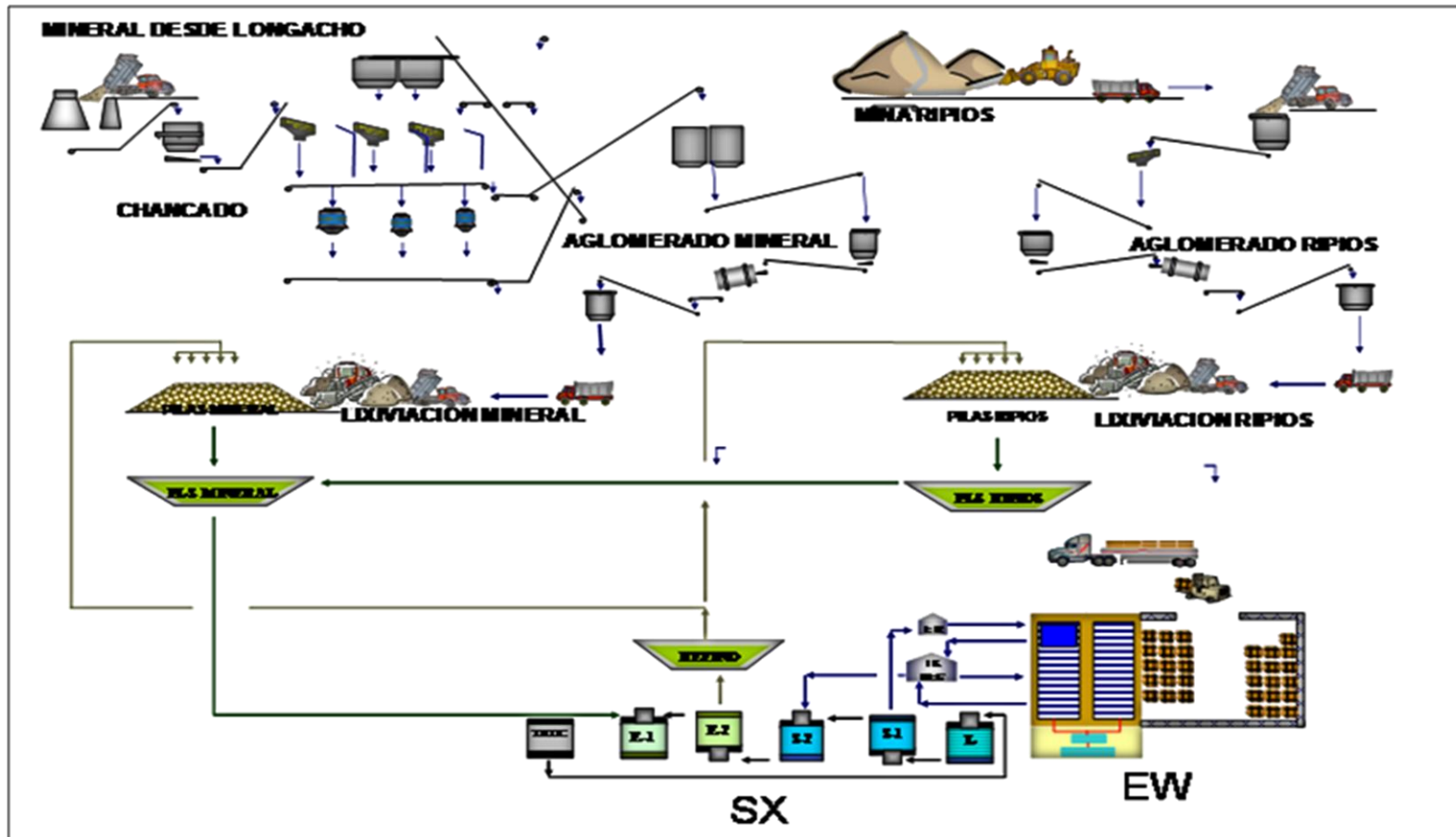


Figura 1. Esquema de lixiviación en pila.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.1.2 Construcción de las pilas.

El diseño de las pilas debe tener en cuenta los siguientes factores:

- La calidad del patio o base de apoyo (impermeable).
- Las facilidades de riego y recolección o drenaje del efluente.
- La estabilidad de la pila seca y saturada en agua.
- Los tanques (piscinas) de soluciones ricas y pobres.
- La forma de apilamiento o deposición del material lixiviable (compactación, homogeneidad, etc.).

1. Preparación de la base de las pilas.

Se necesita disponibilidad de amplias superficies de terreno relativamente llanas (menos de 10% de pendiente). La cancha debe ser considerada con su sistema de impermeabilización, para controlar las pérdidas de soluciones y evitar contaminaciones del medio ambiente. El sistema consiste en:

- Una base firme y consolidada, debidamente preparada.
- Una capa de lecho granular donde apoyar suavemente la lámina.
- La lámina o capa de impermeabilización.

- Un conjunto de drenaje o capa de recolección de líquidos.
- Una capa protectora del sistema.

Generalmente, las membranas o láminas de impermeabilización del patio son geomembranas de origen sintético (láminas de plástico: polietileno de alta densidad o PVC de 1 a 1,5 mm o polietileno de baja densidad de 0,2 a 0,3 mm de espesor) pero también pueden ser materiales arcillosos compactados sobre el propio terreno, hormigón, asfalto, etc. Se pueden disponer de membranas o sellados simples, dobles o triples, de acuerdo con el número de capas impermeables o membranas que se hayan utilizado.

Una parte importante de la construcción de la pila es el sistema de recolección de la solución rica, que, en general consta de grava o material filtrante sobre la lámina y tuberías perforadas drenantes de plástico.

2. Técnicas de apilamiento del mineral.

El uso de cargadores frontales y camiones (Fig. 3 a), ha sido desplazado, en los últimos proyectos, por apiladores autopropulsados de bajo perfil de carga, como en el caso de Lince-Chile, para tonelajes de

5000 a 10 000 toneladas por día (Fig. 3b). Para tonelajes mayores, 17 500 toneladas por día en Quebrada Blanca-Chile, por ejemplo, se ha adoptado el sistema de correas cortas y móviles (*grasshoppers*) que se articulan flexiblemente en secuencia para transportar el mineral desde el aglomerador hasta el apilador móvil que construye la pila (Fig. 3c). Para tonelajes aún mayores, como en El Abra-Chile-125 000 toneladas por día, se implementaron otros tipos de equipos (apiladores sobre orugas).

La altura de la pila, fluctúa entre 2,5m para sistemas de camión y cargador frontal, hasta 10 m para apiladores.

3. Riego de la pila.

El riego de las pilas, se puede realizar fundamentalmente por dos procedimientos: por aspersión o por distribución de goteo, este último siendo recomendable en caso de escasez de líquidos y bajas temperaturas (Fig. 2a y b). En la industria, se utiliza generalmente una tasa de riego del orden de 10 -20 litros /hm²

El riego tiene que ser homogéneo.

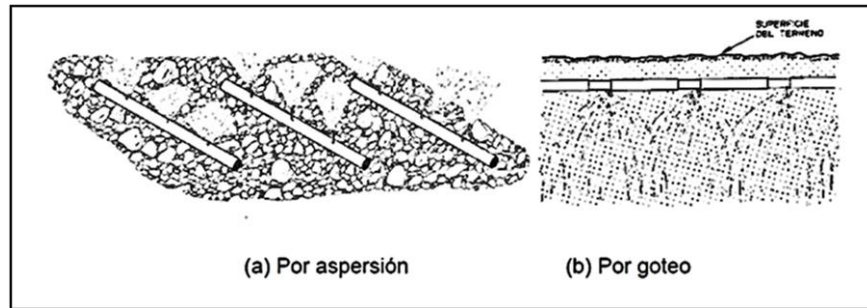


Figura 2. Técnicas de irrigación de las pilas.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

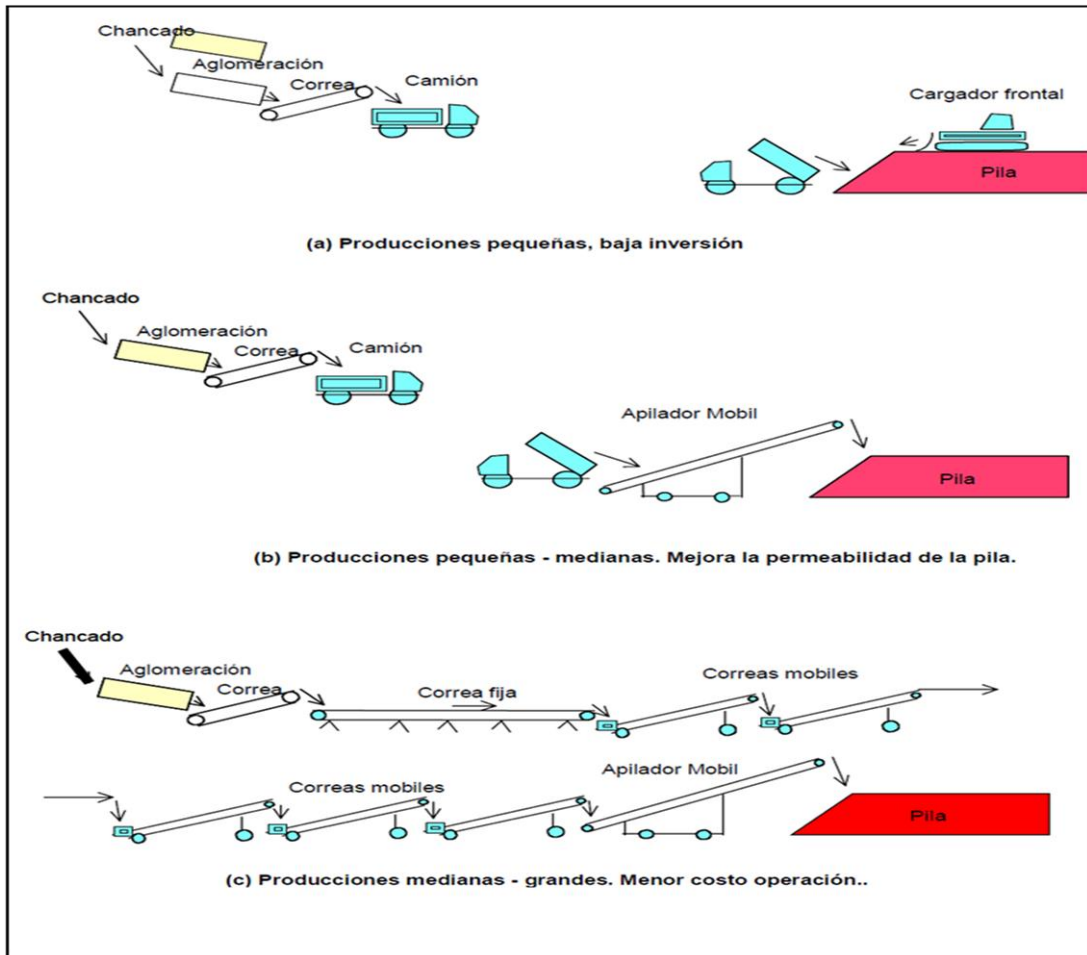


Figura 3. Técnicas de apilamiento del mineral.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.1.3 Operación de las pilas.

Al inicio de la operación, se debe disponer como mínimo de dos pilas, comenzando con el riego de la primera de ellas. En un principio se obtendrá una alta concentración (C_{mx}) en la solución, que irá descendiendo hasta un valor por debajo de la concentración media (C_{md}) de diseño. En este momento, se pone simultáneamente, en operación la segunda pila, con dos sistemas posibles:

- a) Lixiviación de las dos pilas con obtención de una única solución rica final.
- b) Lixiviación de la primera pila con producción de solución intermedia (pobre), que se recicla a la segunda pila nueva en donde se obtiene la solución rica (Fig. 4). Este segundo sistema se generalizó, ya que permite alargar el tiempo de lixiviación de las pilas y/o disminuir el caudal de solución rica y entonces el tamaño de la planta de SX.

Cuando la primera pila alcanza el valor mínimo económico, se procede al lavado con agua fresca y drenaje hasta el agotamiento, yendo esta solución al depósito o piscina de solución estéril para recirculación al sistema. Al mismo tiempo, se pone en operación una nueva pila.

Según las disponibilidades de área, la pila agotada se puede cargar y transportar a un vertedero cercano (Pila dinámica o removible) o puede servir de base para la formación de una nueva pila (Pila permanente).

La tendencia se desplaza al uso de pilas permanentes, para evitar los costos asociados a los movimientos de materiales residuales y aminorar las pérdidas de solución por filtración a través de la lámina de plástico. Por ejemplo, en Mantos Verde, se planea subir hasta 6 pisos de 3 m cada uno.

Si el tiempo de lixiviación no es suficiente, la recuperación baja. Es un problema, porque no es posible aumentar el tiempo sin aumentar el área de la cancha de lixiviación.

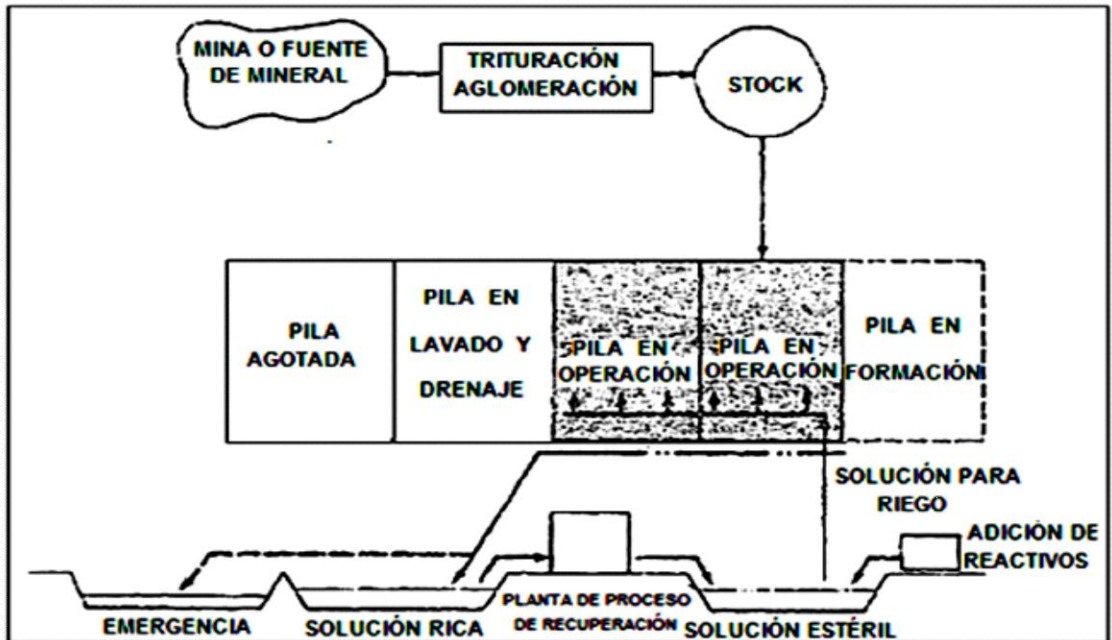


Figura 4. Esquema de un sistema de lixiviación en pilas.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile

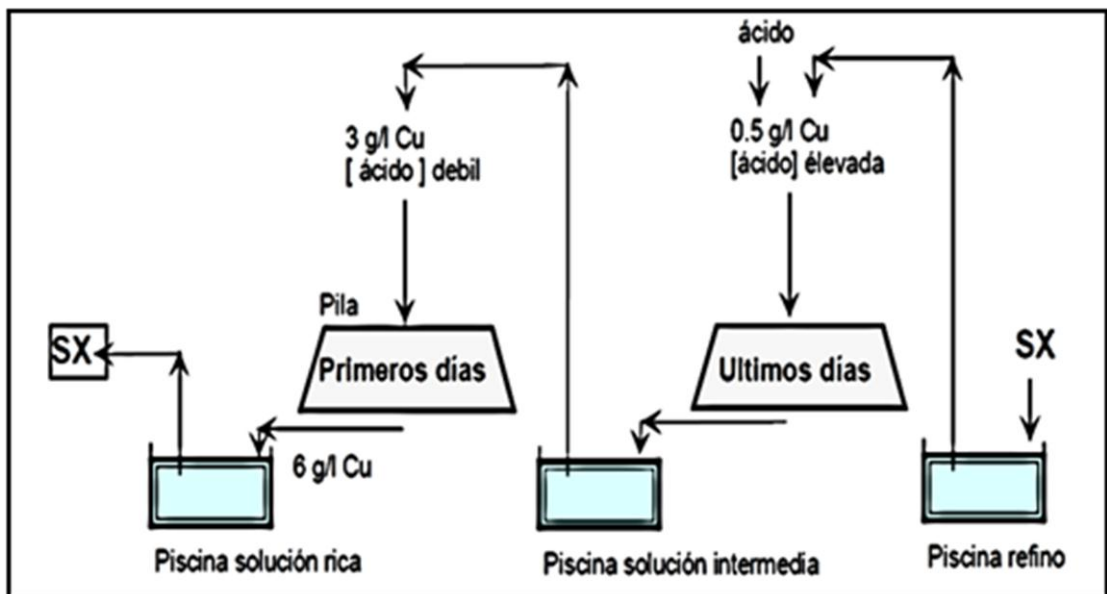


Figura5. Reciclaje de la solución lixivante en contra-corriente.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile

2.2.2.2 Chancado del mineral.

El chancado del mineral debe cumplir con tres objetivos:

- 1) Ser lo suficiente fino, para que la mayoría de la especie metálica valiosa esté expuesta a la acción de la solución lixivante.
Por ejemplo: 100% bajo 1,9 cm (3/4")

- 2) No puede producir demasiadas partículas finas, para no alterar la permeabilidad de la pila. (Por convención, se llama fina toda partícula bajo 100 mallas) o "material arcilloso"
Por ejemplo: partículas finas < 10%

- 3) El mineral chancado debe ser lo más homogéneo posible, debido a que las partículas serán comprendidas en un estrecho rango de tamaño (Fig. 6).

**Tabla I. Escala de tamaños de partículas, en pulgadas, mallas Tyler
mm**

16/16"	8/8"	4/4"	2/2"		1"	25 A mm	FRACCIÓN GRUESA
		3/4"				19,0 mm	
8/16"	4/8"	2/4"		1/2"		12,7 mm	
	3/8"					9,5 mm	
4/16"	2/8"	1/4"				6,4 mm	FRACCIÓN MEDIA
3/16"						4,8 mm	
2/16"	1/8"					3,2 mm	
4mallas						4,75 mm	FRACCIÓN FINA
100mallas						150 mm	

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. (Chile).

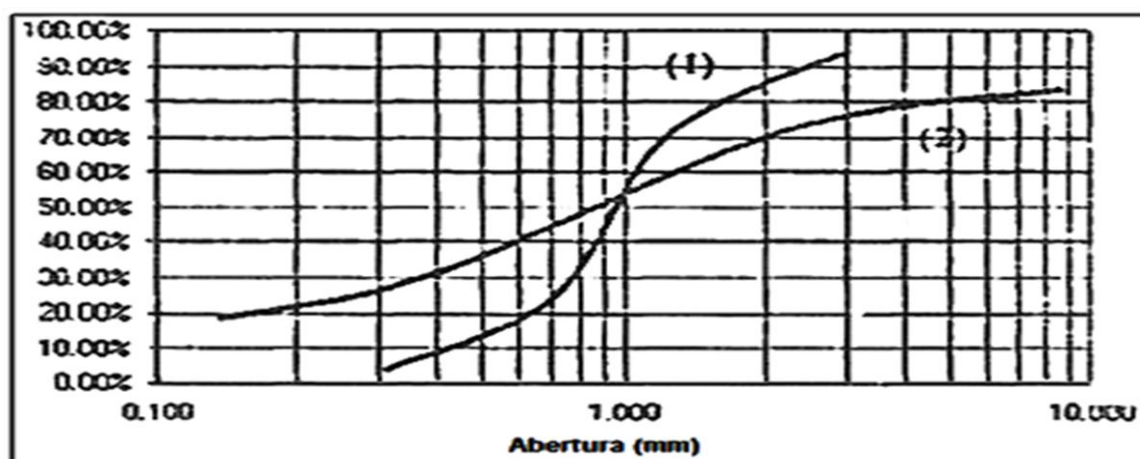


Figura 6. Curvas de distribución granulométrica de un producto de la etapa de chancado. La curva (1) es más homogénea que la curva (2).

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

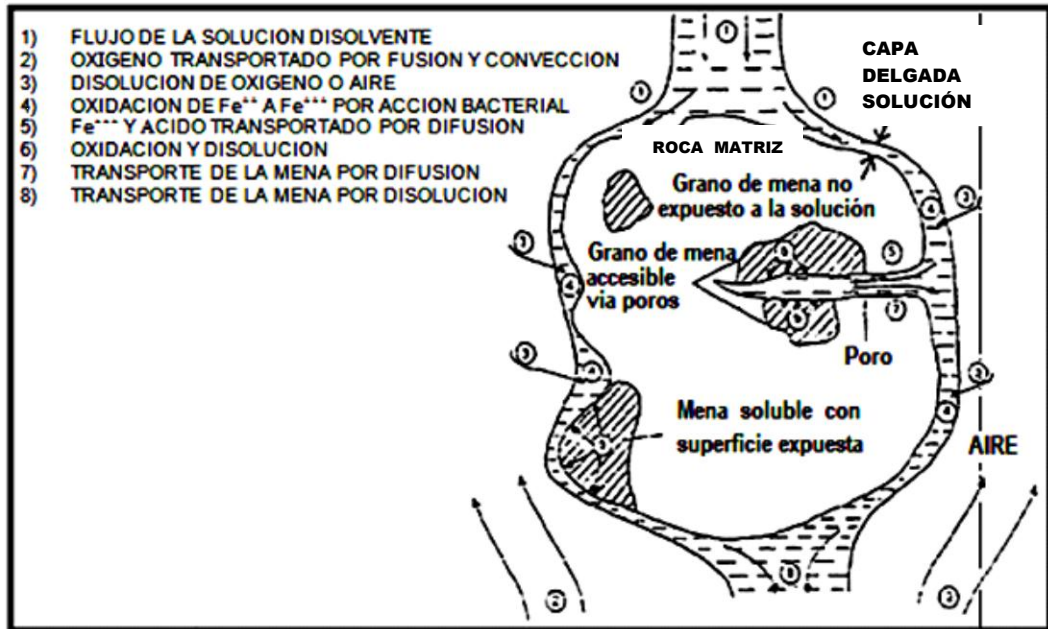


Figura 7. Concepto de la lixiviación TL (capa delgada).

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.3 Aglomeración.

2.2.2.3.1 Lixiviación TL (*ThinLayer*).

Este concepto revolucionó la industria de lixiviación del cobre (Pudahuel 1980). Consiste en impedir la acumulación de solución en la pila. Al contrario de la lixiviación en bateas, la pila no se inunda. La solución escurre sobre las partículas de minerales, formando una capa delgada de líquido (Fig. 7).

2.2.2.3.2 Permeabilidad del lecho.

Se necesita que el lecho de partículas que conforman la pila sea bien permeable, para asegurar una buena percolación y dispersión de la solución lixivante en la pila, sin escurrimiento preferencial. También, las pilas podrían derrumbarse, si hay acumulación de agua en la pila.

La permeabilidad del lecho de mineral es mayor si:

- Las partículas son de tamaño suficientemente grande
- No hay acumulación de partículas finas.
- El tamaño de las partículas es homogéneo en la pila.
- No hay compactación de la pila por maquinaria pesada.

2.2.2.3.3 Proceso de aglomeración.

De lo anterior, se deduce que se tiene que reducir la cantidad de partículas finas en la pila para aumentar su permeabilidad. Hoy en día, el proceso más empleado para solucionar el problema de los finos es la aglomeración.

El proceso de aglomeración, consiste en esencia en la adhesión de partículas finas a las gruesas, que actúan como núcleos o la aglomeración

de los finos con los finos, a partir de la distribución de tamaños en la alimentación (Fig. 8).

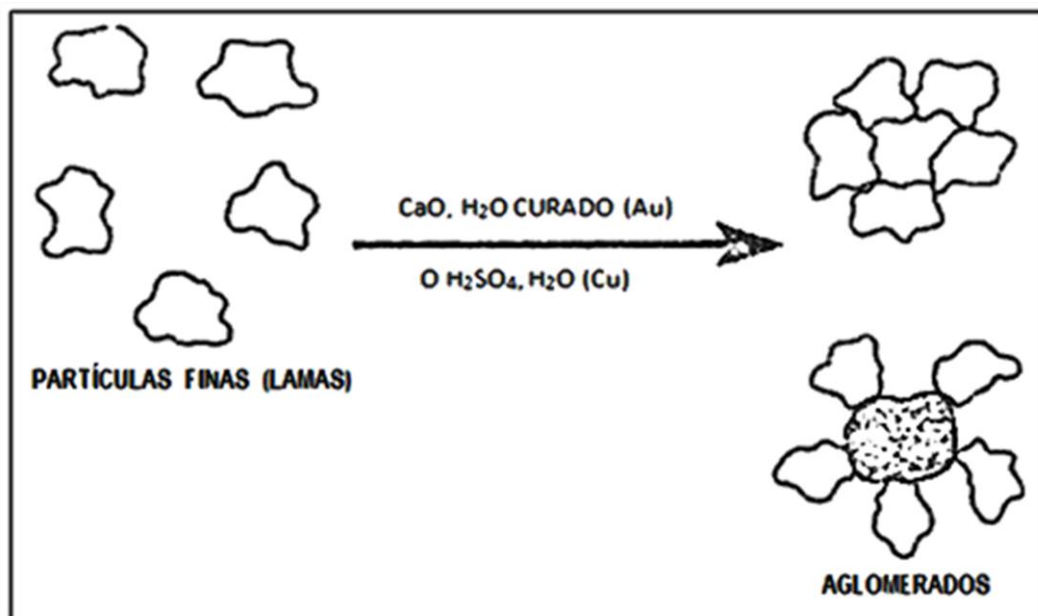


Figura 8. Concepto de aglomeración.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.3.4 Aglomeración por humedad.

El proceso más simple de aglomeración, es humedecer el mineral con líquido, hasta alcanzar un contenido de agua que origine una tensión superficial suficiente, para que al colisionar las partículas entre sí, los finos se adhieran a los tamaños gruesos. Se forma un puente líquido entre las partículas.

El cálculo teórico de la humedad óptima es casi imposible y depende de muchos factores como la mineralogía del mineral, contenido de finos, arcillas. Puede ser de 6% - 8 % para minerales muy limpios, hasta un 10% -15% H₂O para materiales normales.

2.2.2.3.5 Aglomeración por adherentes

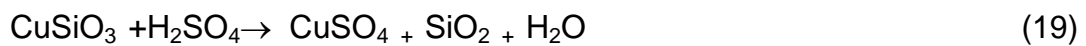
Existen ciertos materiales que pueden mejorar la adherencia de las partículas finas a las gruesas, prolongando esta unión tanto en la manipulación como en la operación de lixiviación.

En el caso de la lixiviación del cobre, la aglomeración (o curado) se realiza con el mismo lixiviante ácido en un tambor rotatorio (Fig. 9). Primero, se humecta el mineral (+/- 4%) con agua o solución pobre (refino). Después, se agrega ácido sulfúrico concentrado (+/- 30 kg/t o 3%), este ácido ataca el mineral y genera compuestos cementantes entre las partículas.

Además de la aglomeración, ocurren reacciones químicas conduciendo a la formación de sulfatos de cobre y hierro (curado

propiamente). Estas reacciones son exotérmicas y generan mucho calor.

Por ejemplo:



Después de la aglomeración en el tambor rotatorio, se deja reposar el mineral durante 24 h en la pila, para que se completen las reacciones químicas y que se adhieren entre sí las partículas en la misma pila.

En el caso de la aglomeración de minerales de oro y plata, los aglomerantes son normalmente el cemento y la cal. Estos reactivos mejoran la adhesión de las partículas entre sí, y también aumentan el pH del mineral para su posterior cianuración.

2.2.2.3.6 Equipos.

El equipo más común es el tambor aglomerador. Consiste en un cilindro inclinado girando a baja velocidad, ocasionando el deslice (cascada) y la aglomeración del mineral previamente mojado con agua y/o adherentes (Fig. 9). Se practica también la aglomeración en depósitos

(stock), en cintas transportadoras y en platos.

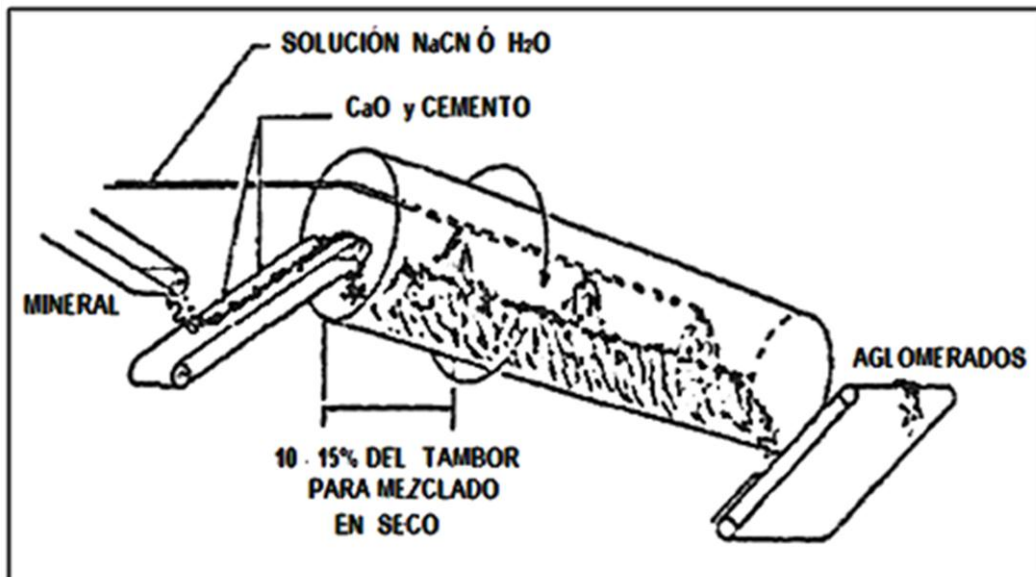


Figura9. Aglomeración en tambor rotatorio.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.4 Variables del proceso.

Se pueden estudiar el efecto de varias variables operacionales sobre la recuperación del metal valioso y la cinética realizando pruebas de laboratorio en columnas.

Las principales variables son:

- La granulometría
- La altura de la pila
- La tasa de riego [l/hm^2] o [l/ht]

- La concentración en ácido de la solución de riego.
- El tiempo de lixiviación:

↔Depende de la cinética (lix. química: 1 a 2 meses; lix. bacterial: 3 a 12 meses).

Todos estos factores están relacionados entre sí. Por ejemplo, si se aumenta la altura de la pila, la concentración en ácido del primer metro es buena, pero baja a medida que la solución percola en la pila y el cobre de los estratos inferiores no se lixivia bien. Se puede aumentar la concentración en ácido de la solución de lixiviación, para salir de la pila con +/- 3 g/l [H⁺], pero más ácido se da a la ganga y más se consume, así que se va a incrementar el consumo de ácido. Otra posibilidad es aumentar la tasa de riego, pero existe un riesgo de inundar la pila.

2.2.2.5 Diseño de las pilas.

En este párrafo, se considera el diseño de una operación mediana de lixiviación de óxidos de cobre, por ejemplo:

2.2.2.5.1 Datos.

- Capacidad de la planta: $48\ 000\ \text{t.Cu/año} = 4\ 000\ \text{t.Cu/mes} = 133\ \text{t.Cu/día}$
- Ley del mineral: $0,95\ \%\text{Cu.t}$
- ($0,80\%\text{Cu soluble} + 0,15\ \%\text{Cu insoluble}$)

Hierro: 5%

- Consumo de ácido: $3,5\ \text{kg ácido/kg Cu producido}$
- Recuperación en la pila: $0\ \%\text{Cu.t}$ en 2 meses (le da las pruebas piloto)

Granulometría: $100\ \% < 0,95\ \text{cm (3/8")}$

- Altura de lapila: $5\ \text{m}$ (parámetro de diseño).
- Densidad aparente del mineral en la pila: $1,45\ \text{t/m}^3$ (material chancado).

2.2.2.5.2. Capacidad de la planta de chancado

Se recupera $80\% \times 9,5\ \text{kg Cu.t} = 7,6\ \text{kg Cu/t}$ (t = Tonelada métrica seca).

Entonces, se tiene que procesar:

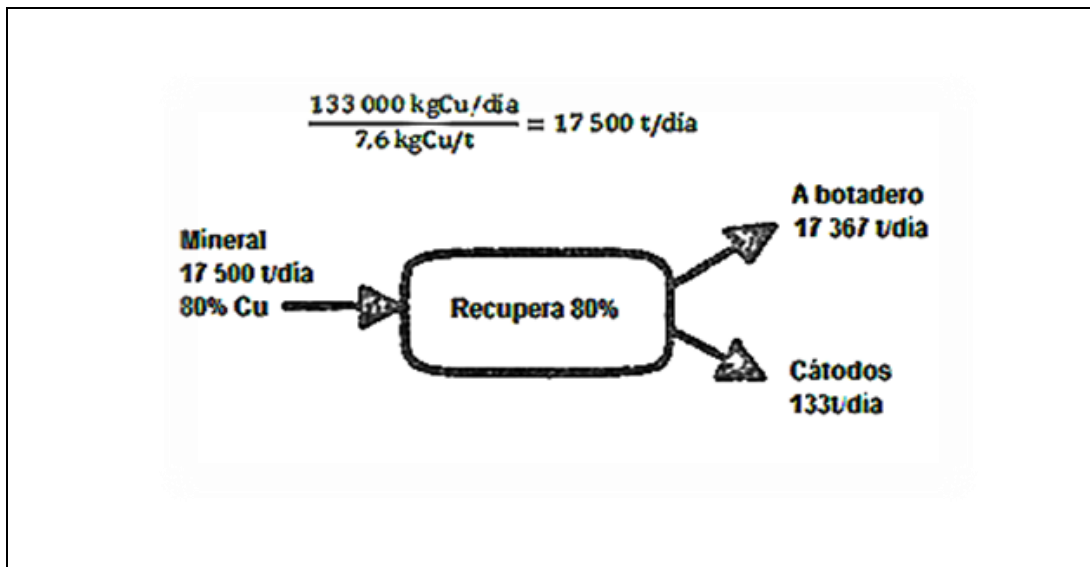


Figura10. Diagrama de flujo simplificado de una Planta de lixiviación de cobre.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.2.5.3 Superficie de terreno.

El ciclo de lixiviación de una pila de mineral es de 2 meses. Entonces, el depósito de mineral en la planta es de 17 500 t/día x 60 días = 1 050 000 toneladas.

Si se consideran pilas rectangulares (aproximación) de 5 metros de altura, se puede almacenar $1,5\ \text{t/m}^3 \times 5\ \text{m} = 7,25\ \text{t/m}^2$.

La superficie de las pilas en funcionamiento es de $1\ 050\ 000\ \text{t} / 7,25\ \text{t/m}^2 = 144\ 827\ \text{m}^2$.

Pero todos los días, hay por lo menos, una pila en carga, otra en descarga y se necesita espacio para el movimiento de las máquinas. La práctica indica que esos espacios ocupan un 10% de la superficie de las pilas en funcionamiento. Se necesita entonces una superficie total de terreno de $144\,827\text{ m}^2 \times 110\% = 159\,310\text{ m}^2$.

Eso corresponde a un área de 400 m x 400 m ó 200 m x 800 m ó 100 m x 1600 m.

2.2.3 CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN DE MINERALES.

La cinética de lixiviación de minerales, es la determinación de la velocidad y mecanismos de disolución de los metales de interés económico, con el objeto de obtener información para proveer datos de ingeniería para el diseño y evaluación de proyectos mineros, así como, para determinar condiciones de operación, mecanismos y etapas controladas involucradas (difusión, velocidad de reacción), y predicción de la velocidad de extracción de cobre bajo diversas condiciones de temperatura, concentración, etc.

Las reacciones de lixiviación de minerales que contienen compuestos oxidados de cobre son rápidas y están limitadas por la disponibilidad de ácido sulfúrico en la solución lixivante. Mientras que las reacciones de los sulfuros de cobre son más lentas y están lejos de alcanzar el equilibrio en ambientes oxidantes. Por su parte, las reacciones de los agentes que conforman la ganga con ácido sulfúrico, liberan impurezas a la solución en forma lenta y pueden considerarse que están cerca del equilibrio. Los silicatos se disuelven más lentamente, y usualmente no son una característica cinética importante en la lixiviación de óxidos de cobre.

Los principales factores que afectan la velocidad de lixiviación del cobre de un mineral son: temperatura, concentración de reactivos, ocurrencia de precipitación, etc. Por otra parte, la velocidad de lixiviación, depende de las propiedades del mineral tales como: tamaño de partícula, porosidad, asociaciones mineralógicas, composición, etc.

2.2.4 MODELOS CINÉTICOS DE LIXIVIACIÓN.

2.2.4.1 Introducción.

Para describir la velocidad de una reacción heterogénea se utiliza varios modelos mecánicos. Entre ellos, se tiene los modelos de núcleo recesivo con y sin formación de cenizas, que son los más estudiados en el análisis de experiencias cinéticas.

Las reacciones heterogéneas, en las que un sólido se pone en contacto con un líquido o gas, reaccionan con él, pueden representarse por:



Como se muestra en la Fig. 11, Las partículas sólidas no cambian de tamaño durante la reacción cuando contiene gran cantidad de impurezas que quedan como cenizas (material completamente convertido y sólido inerte), o si estas impurezas forman un producto material consolidado, de acuerdo con las reacciones correspondientes a las

ecuaciones (1.b) y (1.c). Las partículas disminuyen de tamaño durante la reacción cuando se forma ceniza no adherente o un producto material no consolidado bien cuando se emplea la sustancia B pura en la reacción de la ecuación (1.a). Las reacciones sólido-fluido son numerosas y de gran importancia industrial .

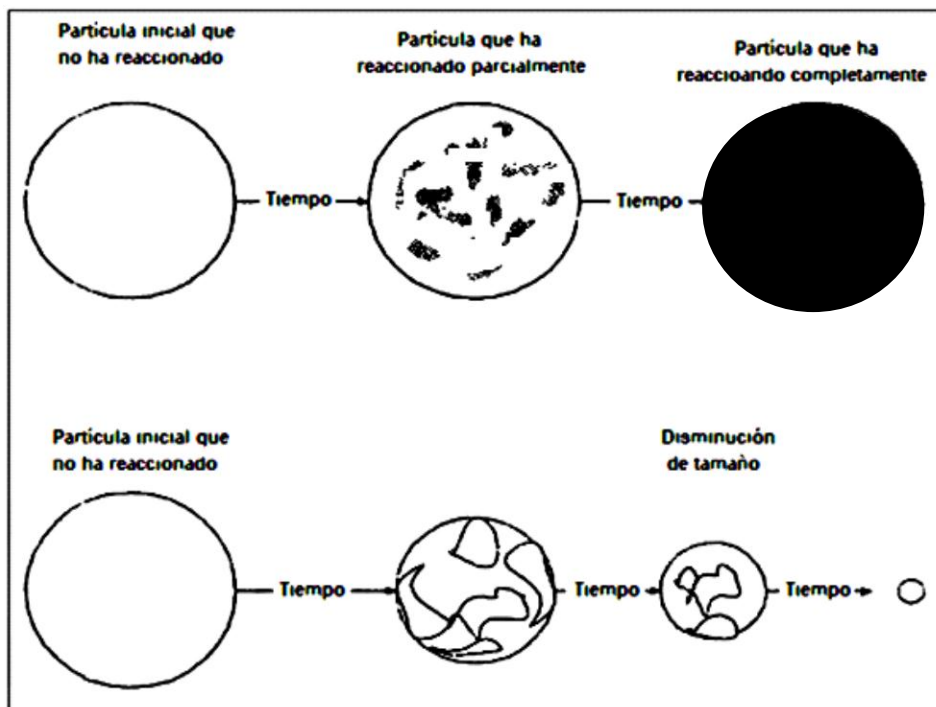


Figura 11. Diferentes tipos de comportamiento de partículas sólidas.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.5 MODELO DE NÚCLEO RECESIVO SIN CENIZA.

Modelo de núcleo sin reaccionar o de núcleo recesivo:

Este modelo, se aplica a partículas que durante el proceso de

lixiviación disminuyen de tamaño, de acuerdo con el esquema que se muestra en la figura 12.

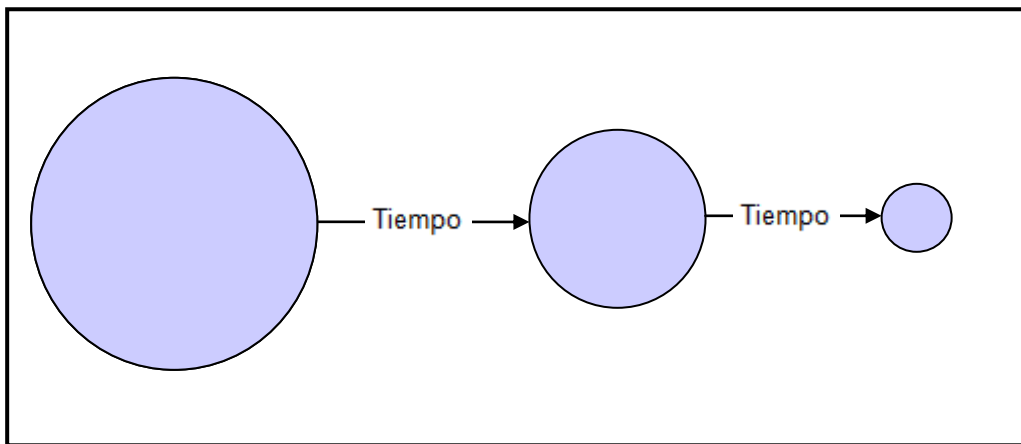


Figura12. Esquema de partícula reaccionando según núcleo recesivo.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

Modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante.

Como se puede ver en esta figura 12, la reacción tiene lugar primero en la superficie exterior de la partícula sólida, después la zona de reacción se desplaza hacia el interior del sólido, dejando atrás el material completamente convertido y sólido (denominada históricamente ceniza). Así, durante la reacción existirá un núcleo de material sin reaccionar, cuyo tamaño irá disminuyendo a medida que transcurre el tiempo.

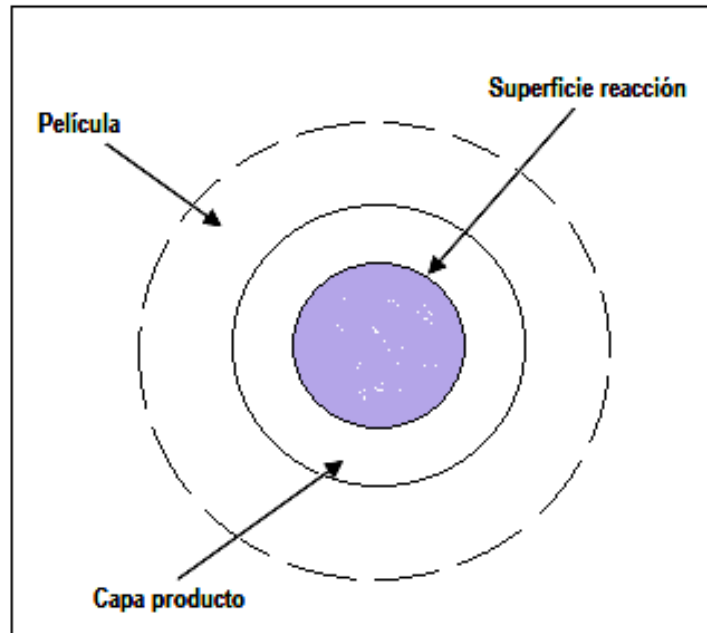
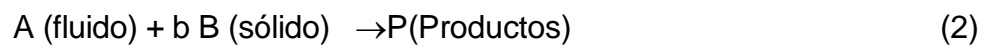


Figura 13. Esquema de núcleo de material sin reaccionar.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

Se debe tener presente, que aquella etapa que presente mayor resistencia, es decir, aquella más lenta, constituye la etapa controlante de la velocidad de transformación.

Para desarrollar este modelo, se considera la siguiente reacción heterogénea:



Dónde:

$$b = \left[\frac{\text{Moles de } A}{\text{Moles de } B} \right] \quad (3)$$

$$A = \left[\frac{\text{Moles de } A}{\text{Moles de } B} \right] \quad (4)$$

De acuerdo a la reacción se obtiene lo siguiente:

$$b dN_A = dN \quad (5)$$

Para un correcto desarrollo del módulo consideramos partículas esféricas

$$\text{Velocidad de transformación} = V = \frac{1}{s} \frac{dN}{dt} = K [A] \quad (6)$$

Según esto se tiene que:

$$\frac{1}{s} \frac{dN_A}{dt} = k_m [A] \quad (7)$$

Dónde:

S: Superficie de las partículas

$$\frac{1}{S} \frac{dN_A}{dt} = k_m [A]: \text{Variación de concentración de reactante en el tiempo} \quad (8)$$

k_m : Constante de velocidad o coeficiente de transferencia de masa

De la ecuación de "Velocidad" y de la ecuación (7)

Estequiometrias tenemos:

$$\frac{1}{S} \frac{dN_A}{dt} = - \frac{1}{bS_{\text{ext}}} \frac{dN_B}{dt} = k_m [A] \quad (9)$$

Por lo tanto:

$$- \frac{1}{S_{\text{ext}}} \frac{dN_B}{dt} = bk_m [A] \quad (10)$$

Además:

$$S_{\text{ext}} = 4 \pi r^2$$

$$N_B = \delta_B \frac{4 \pi r^3}{3} \quad (11)$$

Dónde:

δ_B : densidad molar

Derivando [10] respecto al radio se tiene:

$$\frac{dN_B}{dt} = \delta_B * 4\pi r^2 \frac{dr}{dt} \quad (12)$$

Reemplazando en [12] las ecuaciones [10]y[11] tenemos:

$$-\frac{1}{4\pi r^2} \delta_B * 4\pi r^2 \frac{dr}{dt} = b k_m [A] \quad (13)$$

Partículas pequeñas:

$$k_m = \frac{D}{r} \quad (14)$$

Dónde:

D: difusividad

r: radio

Reemplazando en la ecuación [13], queda la siguiente expresión:

$$-\frac{r}{D} dr = \frac{b[A]}{\delta_B} dt \quad (15)$$

Aplicando integrales a cada lado de la ecuación [15] con límites de $r=r_0$ a $r=r$ para el radio, y para el tiempo desde $t=0$ hasta $t=t$, se obtiene el siguiente resultado, donde:

$$r_0^2 - r^2 = \frac{2bD[A]}{\delta_B} * t \quad (16)$$

a : Fracción convertida

F : Fracción no convertida

$$F + a = 1$$

Por lo tanto:

$$\alpha = 1 - F$$

Como:

$$F = \frac{\text{Volúmen núcleo}}{\text{Volúmen inicial}} = \frac{\frac{4\pi r^3}{3}}{\frac{4\pi r_0^3}{3}} = \frac{r^3}{r_0^3} \quad (17)$$

Por lo tanto:

$$\alpha = 1 - \frac{r^3}{r_0^3} \quad (18)$$

Además:

$$r = r_0(1 - \alpha)^{1/3} \quad (19)$$

$$r^2 = r_0^2(1 - \alpha)^{2/3} \quad (20)$$

Luego, reemplazando [19 y 20] en [16], se tiene:

$$r_0^2 - r_0^2(1 - \alpha)^{2/3} = \frac{2bD[A]}{\delta_B} * t \quad (21)$$

Factorizando se tiene finalmente:

$$1 - (1 - \alpha)^{2/3} = \frac{2bD[A]}{\delta_B r_0^2} * t \quad (22)$$

Donde:

$$f(\alpha) = 1 - (1 - \alpha)^{2/3} \quad (23)$$

$$K_{exp} = \frac{2bD[A]}{\delta_B r_0^2} \quad (24)$$

Que es la expresión final para partículas que disminuyen de tamaño cuya etapa de control es la difusión en la película.

Para el caso, en que el control cinético sea en la reacción química, se hace el mismo desarrollo que el anterior, pero considerando la constante independiente de la difusividad, con lo que se tiene la siguiente expresión para comenzar con el desarrollo:

$$-\delta_B \frac{dr}{dt} = bk_m[A] \quad (25)$$

Al realizar las integraciones dentro de los límites indicados ($r = r_0$; $r = r$; $t = 0$; $t = t$), se tiene el siguiente modelo:

$$1 - (1 - \alpha)^{\frac{1}{3}} = \frac{2bD[A]}{\delta_B r_0} * t \quad (26)$$

Como:

$$K_{exp} = \frac{bk_m[A]}{\delta_B r_0} \quad (27)$$

Que es modelo para esferas decrecientes con control cinético en la reacción química.

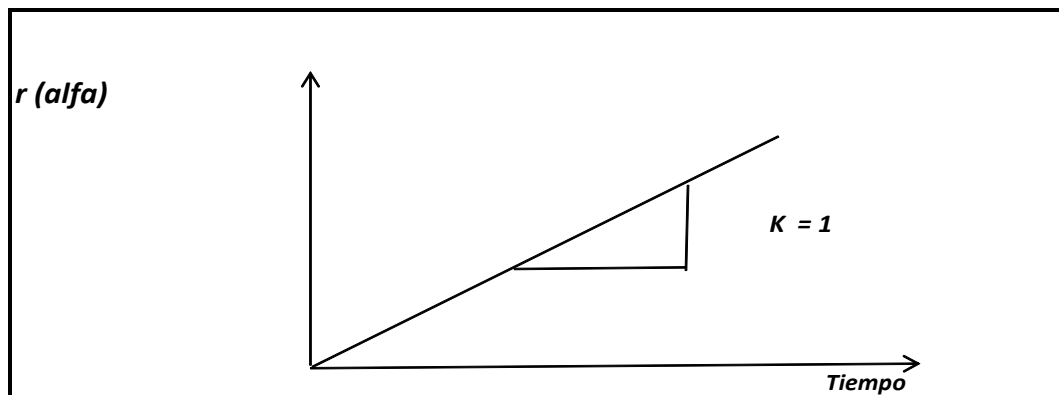


Figura 14. Representación del modelo decreciente con control cinético
Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

2.2.6 MODELO DE NÚCLEO RECESIVO CON FORMACIÓN DE CENIZAS.

En este caso, la especie útil se va disolviendo hasta que al final se obtiene una partícula sólida sin especie útil.

Gráficamente el proceso es el siguiente:

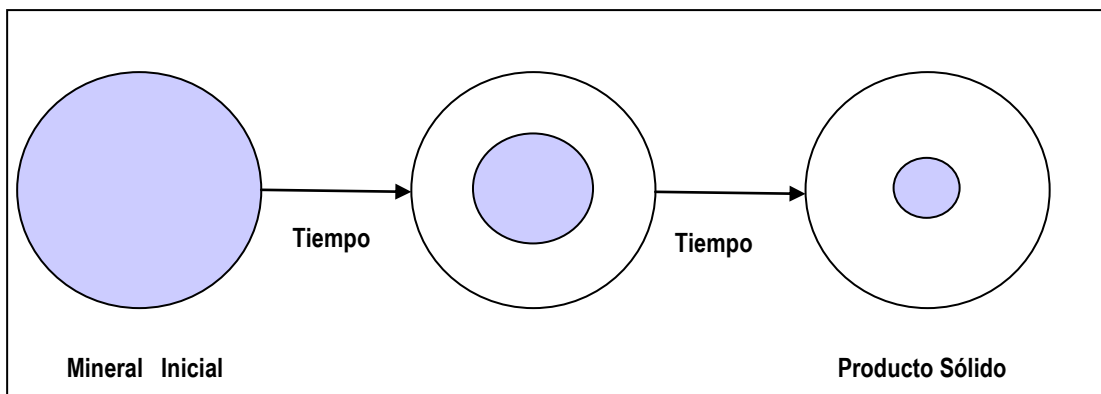


Figura 15. Proceso de transformación conformación de capa de cenizas.
Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile.

A medida que pasa el tiempo, el sólido se reduce y aumenta el producto (ceniza), tal como se muestra en la figura 15.

Las etapas de transformación o de control cinético son las siguientes:

Etapa 1: Difusión o transporte de lixivante A, hasta la superficie del sólido a través de la película que le rodea.

Etapa 2: Difusión o transporte de lixivante A, a través de la capa de ceniza o producto hasta la superficie del núcleo que no ha reaccionado.

Etapa 3: Reacción química propiamente tal entre lixivante A y especie útil B.

Etapa 4: Difusión de los productos solubles formados a través de la capa de producto, hacia la superficie exterior del sólido.

Etapa 5: Difusión de los productos solubles formados a través de la película hacia el seno del fluido.

2.3 EXTRACCION POR SOLVENTES

2.3.1 INTRODUCCION

El desarrollo de la extracción por solvente en los últimos 30 años transformó la hidrometalurgia del cobre. Antes la única manera de recuperar económicamente cobre desde soluciones de lixiviación, era por cementación con chatarra de Fierro. A fines de los años 60, la escasez de chatarra fue la principal restricción a la expansión de las operaciones existentes y desarrollo de proyectos basados en producción de cemento de cobre, que tiene la desventaja de requerir una etapa de refinación adicional. En esa época la extracción por solvente se había desarrollado para su uso a escala industrial, que fue llevada a cabo por primera vez en 1968 en la planta Bluebird de Ranchers.

El uso comercial de SX fue posible gracias al desarrollo de los reactivos Lix, los cuales se emplean como una solución orgánica en Kerosene de alta calidad, en un rango de concentración entre 3 y 33% en volumen. Inicialmente los extractantes estaban restringidos a un rango limitado de concentración de cobre y pH en

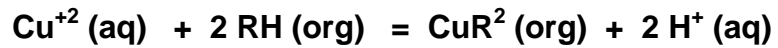
las soluciones que podían tratar, pero han tenido un significativo desarrollo y actualmente pueden procesar prácticamente todos los tipos de solución producidos en lixiviación. Existen dos productores principales, Henkel y Acorga.

El proceso de extracción por solventes cumple tres objetivos principales: purificación de soluciones, concentración del Cobre y conversión a una matriz acuosa apropiada. Para ello involucra las siguientes etapas:

a) EXTRACCION

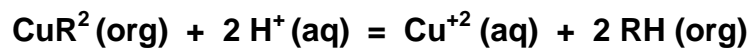
En esta etapa se contacta solución rica con solución orgánica en mezcladores y luego se separan las fases acuosa y orgánica en decantadores, los que se diseñan con suficiente tiempo de residencia. La fase acuosa o refino se retorna a lixiviación previo ajuste de la concentración de ácido, si es necesario, mientras que el orgánico cargado pasa a la etapa de reextracción. Dependiendo de la concentración de cobre se pueden usar una o dos etapas de extracción pero con los primeros reactivos se usaron hasta 4 etapas.

La reacción química de equilibrio es:



b) REEXTRACCION

Esta etapa es inversa a la operación anterior. El orgánico cargado se mezcla ahora con una solución acuosa denominada electrolito pobre con 165-180 gpl H₂SO₄ y 30-35 gpl Cu y luego se separan ambas fases en equipos similares a los anteriores. El cobre se transfiere al electrolito alcanzando concentraciones de 45-50 gpl y el orgánico descargado se recircula a la etapa de extracción. Se puede usar una o dos etapas de reextracción dependiendo de la concentración de cobre en la solución de lixiviación. La reacción química de equilibrio es:



c) LAVADO

Cuando la solución rica tiene una concentración de cloro superior a 0.5 gpl, producto del uso de agua de mar en lixiviación o del procesamiento de minerales con atacamita, es necesario agregar una o dos etapas de lavado del orgánico, antes de la reextracción, para evitar la contaminación del electrolito con cloro, el cual es transferido por arrastre físico de gotas de solución rica de lixiviación en la fase orgánica. Para llevar a cabo esta etapa, el orgánico cargado se mezcla con solución de lavado preparada con agua de bajo contenido en cloro (<20 ppm), acidulada con 10-30 gpl de ácido sulfúrico y luego se separan ambas fases en equipos similares a los anteriores.

El proceso de SX también reduce la transferencia de impurezas al electrolito. Los extractantes usados son altamente específicos para cobre y las impurezas, a excepción del Fe, no son coextraídas. Sin embargo, pueden presentarse problemas de contaminación con impurezas debido a arrastre físico de solución rica al electrolito.

El nivel de impurezas en el electrolito es controlado por descartes periódicos de electrolito. El fierro ha sido generalmente el principal problema y su presencia en el electrolito, sobre ciertos niveles, disminuye la eficiencia de corriente en electrodeposición. Sin embargo, ahora que el proceso se ha generalizado, han aparecido otras impurezas, especialmente, manganeso y cloro, que pueden ocasionar problemas si no son controladas. En este caso la etapa de lavado es efectiva para mantener todas estas impurezas bajo control.

A veces en este proceso, la formación de una emulsión estable, denominada borra, puede ser un problema. Este es una tercera fase que generalmente se forma en la etapa de extracción y se acumula en la interfase orgánico - acuoso, inhibiendo la separación de fases y reduciendo la eficiencia. Generalmente es producida por la presencia de sólidos en suspensión en la solución de lixiviación y se remueve regularmente antes de que se acumule y es tratado para recuperar el orgánico atrapado. Es necesario entonces disminuir los sólidos en suspensión a niveles inferiores a 10 ppm. Esto es especialmente importante en soluciones provenientes de lixiviación por agitación o en bateas, dadas las características de

estos procesos.

2.3.2 GENERALIDADES

2.3.2.1 REACTIVOS EXTRACTANTES

Ketoximas

Las ketoximas fueron los primeros reactivos usados comercialmente para la extracción de cobre desde soluciones diluidas y usados exclusivamente durante 12 años. Su uso fue limitado debido a dos desventajas principales:

- Extractantes moderados de cobre.
- Cinética lenta a bajas temperaturas.

El reactivo típico fue el LIX 64N. Sus principales propiedades eran:

- Excelente separación de fases.
- Bajas pérdidas de orgánico por arrastre.
- Baja formación de borra.

Salicilaldoximas

Para superar estas desventajas se desarrollaron las salicilaldoximas, lo que permitió reducir circuitos $4E+3S$ / $3E+2S$ a $2E+2S$ / $2E+1S$, incluso para altas concentraciones de cobre y bajo pH (40 gpl y 1.5). Sin embargo, estos reactivos son extractantes de cobre tan fuertes que requieren un modificador para realizar eficientemente la reextracción. Reactivos típicos son: LIX 860 y Acorga PT-5050.

El uso de modificadores (tridecanol o monilfenol) presentan las siguientes desventajas:

- Hidrólisis y degradación del reactivo.
- Mayor transferencia de Hierro al electrolito.
- Mayor pérdida de orgánico por arrastre físico.
- Mayor formación de crud.

Mezclas Salicilaldoximas - Ketoximas

Estas mezclas no contienen modificadores. El LIX 984 por ejemplo, es una mezcla de LIX 860 (salicilaldoxima) y LIX 84 (ketoxima). Combina la capacidad extractiva y cinética rápida de la salicilaldoxima con la estabilidad y propiedades físicas de las ketoximas.

2.3.2.2 - PLANTAS ANTIGUAS O DE PRIMERA GENERACION

- LIX 64N como reactivo.
- 3-4 etapas de extracción y 2-3 etapas de reextracción.
- Un solo mezclador por etapa con 3 min de tiempo de residencia.
- Decantadores con razón largo/ancho 4/1.
- Flujo específico de 3.7-4.3 m³ /m²/h.

- Decantadores de perfil alto apoyados en columnas sobre el nivel del piso.
- Acero inoxidable en mezcladores, decantadores, tuberías y válvulas de control.
- Otras concreto revestido con acero inoxidable y FRP en mezcladores y decantadores.
- Coalescedores para separar orgánicos arrastrado en electrolito y con decantador extra para recuperarlo desde el refino.

2.3.2.3 - PLANTAS ACTUALES O DE ÚLTIMA GENERACION

Comenzaron con la introducción de las salicilaldoximas, por Acorga, lo que contribuyó a reducir el tamaño y costo de las plantas de SX. Los principales cambios fueron:

- Número de etapas reducidas a 2 en extracción y a 1-2 en reextracción.

- Mayor concentración de Cu en la solución rica (hasta 10 gpl).
- Mayor concentración de reactivo (hasta 33%).
- Uso de mezcladores múltiples.
- Menor tiempo de residencia en mezcladores.
- Mayor flujo específico en decantadores y por lo tanto menor tamaño de éstos.
- Decantadores diseñados con una razón largo/ancho cercana a 1.
- Decantadores de perfil bajo con menor altura debido al uso de mezcladores múltiples.
- Introducción de un área separada para estanques.

2.3.2.4 - CONCENTRACIÓN DE SOLUCIONES

El desarrollo de los reactivos ha permitido el tratamiento de soluciones con mayor contenido de cobre. Un rango típico es el siguiente:

TIPO	Cu (gpl)	pH
Botadero	1- 3	1.2 - 2.2
In Situ	1- 3	1.8 - 2.1
Pila Sulfuros	3 - 4	1.5 - 2.2
Pila Óxidos	5 - 6	1.5 - 2.2
Bateas	5 - 50	1.6 - 2.0
Agitación	1 - 6	1.8 - 2.0

Tabla N° 01: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta- Copiapó. Chile.

Fuente: Hidrometalurgia. Universidad de Antofagasta-Copiapó. Chile

2.3.2.5 - TRATAMIENTO DE BORRA

El sistema convencional de tratamiento de borra es la centrifugación, el cual presenta problemas de disponibilidad y capacidad insuficiente para generaciones mayores que lo normal. Además para soluciones con alto contenido de cloro no es alternativa ya que se fabrican solo en acero inoxidable. Chuquicamata, en conjunto con CIMM, desarrolló un sistema que rompe la borra por medio de agitación en orgánico continuo, el cual ha reemplazado al método de centrifugación en la planta de SX en Chuquicamata y ha sido incluido en los nuevos proyectos como Lince, El Soldado, Cerro Colorado y otros.

2.3.2.6 - RECUPERACIÓN DE ORGÁNICO

El principal costo de operación en una planta de SX es la reposición de extractante, el cual se pierde por arrastre físico en el refino y electrolito. Diferentes sistemas han sido implementados para reducir estas pérdidas:

Electrolito

El mayor énfasis se ha puesto en el electrolito, puesto que el orgánico afecta la calidad de los cátodos. La práctica normal es pasar el electrolito por filtros el cual ha demostrado ser insuficiente por sí solo. Por lo tanto se han desarrollado e implementado diferentes combinaciones para reducir la transferencia de orgánico al electrolito.

- Uso de postdecantadores.

- Columnas de flotación convencionales o celdas Jameson antes de los filtros.

- Coalescedor Chuquicamata instalado antes ó incluso en lugar de los filtros.

- Uso de celdas de sacrificio en electrodeposición.

Refino

El método normal es recuperar el orgánico arrastrado desde la piscina de refino. Posteriormente se ha implementado el uso de coalescedores y postdecantadores.

2.3.2.7 - REMOCIÓN DE ACUOSO

Existe arrastre de acuoso en la fase orgánica, que constituye la principal fuente de contaminación del electrolito. Cloro, Manganeso y Fierro, son las mayores impurezas. El método normal de remoción de acuoso es el diseño del estanque de orgánico con tiempo suficiente y facilidades para eliminar periódicamente el acuoso acumulado. Este método puede ser suficiente para el Fe, pero no así para el cloro y Manganeso cuyas concentraciones permisibles en el electrolito son muy inferiores a las de Fierro (30 ppm cloro y 100 ppm Manganeso vs 1.5-2.0 gpl Fe).

En este caso se pueden implementar los siguientes métodos:

- Uso de una o más etapas de lavado.
- Diseño del estanque de orgánico como postdecantador.
- Uso de coalescedor del tipo desarrollado por Chuquicamata.
- Combinación de anteriores, según la concentración de las impurezas presentes.

2.3.2.8 - LIMPIEZA DE ORGÁNICO

La fase orgánica acumula con el tiempo productos de degradación y derivados orgánicos de surfactantes y aceites ocasionando problemas de separación de fases, lo que lleva a un aumento de los arrastres de orgánico y acuoso. Para controlar esta situación se mide periódicamente el tiempo de separación de fases y cuando éste aumenta se filtra una fracción del orgánico usando arcillas activadas. Además se usa este sistema para filtrar todo el orgánico recuperado desde la piscina de refino y de la borra.

2.3.2.9 - DISEÑO ALTERNATIVO DE MEZCLADORES DECANTADORES

Recientemente Outokumpu ha introducido al mercado el VSF, el cual ha sido evaluado en la planta piloto de Chuquicamata. Las principales ventajas de este diseño son:

- Menores arrastres de orgánico y acuoso.
- Menor formación de borra.

2.3.3. - DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO

La extracción por solventes, es un proceso utilizado para la separación de diferentes sustancias en soluciones hidrometalúrgicas por medio de un reactivo orgánico inmiscible con la solución acuosa. El proceso sirve para purificar soluciones y concentrar metales disueltos en un volumen de solución acuosa menor y recuperar el metal específico. Para el caso del tratamiento de minerales de cobre, su mayor aplicación es concentrar el cobre

en una solución adecuada para electroobtención, libre de impurezas nocivas y que permita operar con mayores densidades de corrientes y obtener cátodos de alta calidad.

Aplicada al cobre es una operación que comprende dos etapas separadas:

- Extracción propiamente tal, en la cual una solución acuosa que contiene el cobre se contacta en contracorriente con una fase orgánica inmiscible en la fase acuosa. La fase orgánica contiene un reactivo que extraerá el cobre de la fase acuosa. El proceso de extracción está gobernado por las leyes de la química, aplicable a las reacciones involucradas y por los aspectos difusionales y operacionales de mezcla y separación de dos líquidos inmiscibles, de modo que facilite la transferencia del ion deseado desde la solución acuosa al solvente.
- Reextracción del cobre de esta fase orgánica por una solución acuosa fuertemente ácida. Esta solución absorbe el cobre incrementando su concentración y es utilizada como electrolito para la etapa de electroobtención. La etapa de reextracción da como

resultado entonces, la producción de una solución acuosa de cobre más concentrada y la regeneración del reactivo orgánico que es posible utilizar nuevamente.

Una de las características importantes de la fase orgánica es que presenta bajas solubilidades para las impurezas presentes en lixiviación, de tal forma que el electrolito final tiene muy bajos niveles de concentración de por ejemplo sulfatos férricos y ferrosos, cloruros, sulfatos de aluminio, etc.

El ácido regenerado en la electroobtención retorna al circuito de reextracción para despojar de cobre la fase orgánica, transfiriéndolo a la fase acuosa, como electrolito cargado de menor acidez.

La solución refino retorna a lixiviación con baja concentración en cobre y mayor acidez, para aportar la fase acuosa de riego.

El sistema Lix-Sx-Ew debe considerarse siempre como un todo, pues cambios operacionales, como variación en los flujos y concentración de ácido en un circuito pueden afectar negativamente en los otros.

2.3.4. - PROCESO EN PLANTA DE CATODOS

La Planta de Extracción por Solventes de El Soldado posee una configuración 2E x 2S, con un flujo de 125 m³/hr, funcionando en continuidad orgánica y con eficiencias de extracción mayores al 90%.

El circuito de soluciones va en contracorriente con el orgánico, respetando para la etapa de extracción una razón O/A de 1:1 y de reextracción de 4:1. El orgánico cargado es almacenado en un estanque de orgánico de 80 m³ de capacidad útil.

El orgánico está compuesto de una mezcla de extractante Acorga M 5640 y diluyente Escaid 103, en proporciones que dependen del contenido de cobre en la solución rica, pero normalmente con extractante entre 12-14%. La densidad de las fases es de 0.82 g/cc para el orgánico y 1.15 g/cc para la solución rica, condición que

permite la separación de fases en el decantador aunque no en su totalidad, registrándose arrastres de acuoso en la fase orgánica y de orgánico en la fase refino y electrólito.

Para disminuir los arrastres de acuoso en orgánico, se cuenta con un coalescedor tipo Chuquicamata, seguido de un estanque lavador, para diluir los posibles arrastres residuales post-coalescedor. Para la remoción de arrastres de orgánico en electrólito se cuenta con instalaciones de una unidad de filtración de electrolito Chuquicamata, columna de flotación y filtro Di-sep.

La instrumentación asociada es la siguiente:

- * Flujómetros magnéticos.
- * Flujómetros vortex.
- * Medidores de nivel ultrasónicos.
- * Conductivímetros.
- * Manómetros.
- * Válvulas de Control.

En esta etapa se han considerado los siguientes lazos de control:

- * Control de flujo de solución rica.
- * Control de flujo de orgánico a S2.
- * Control de flujo de electrolito pobre a S1.
- * Control de flujo de recirculación acuosa en S1.
- * Control de flujo de electrolito pobre desde intercambiador de calor.
- * Control de flujo de recirculación acuosa en S2.

El objetivo del lazo de control del flujo de solución rica es fijar el flujo que debe procesar la extracción por solventes, con este objetivo se mide el flujo de solución rica a E1 y se controla la válvula según la referencia fijada por el operador de la Sala de Control. Esta válvula de control dispone de una válvula solenoide que controla el aire instrumentación del posicionador electroneumático de la válvula de control, permitiendo cortar el flujo de solución rica en E1 en caso que una falla de energía produzca la paralización de los agitadores y turbina de las cámaras de extracción y reextracción. También puede cerrarse la válvula de control totalmente mediante un interruptor local que opera sobre la válvula solenoide antes mencionada.

El control de flujo orgánico se realiza midiendo el flujo de orgánico a S2 mediante flujómetro y actuando sobre una válvula de control. El controlador fija el flujo de orgánico de acuerdo a su referencia. En general la referencia del controlador de flujo orgánico debe ser igual al flujo de solución rica a E1.

El control de flujo de recirculación acuosa en S1 y S2 debe ser tal que se fije un flujo igual al flujo de orgánico. Con este objetivo se mide el flujo de recirculación acuosa y se regula la válvula de control. La referencia de este controlador la fija el operador en la Sala de Control.

El control de flujo de electrolito pobre a S1 tiene por objeto mantener una relación constante entre las fases acuosas y orgánicas, con este objetivo se regula el flujo de electrolito pobre a S1 midiendo el flujo y actuando sobre las válvulas de control. La referencia del controlador la fija el operador en la Sala de Control.

El control de los agitadores de las cámaras de extracción y reextracción tiene por objeto producir una succión que permita alimentar los estanques decantadores. En general la velocidad de los agitadores se fijará a un valor lo más bajo posible y permanecerá fijo sin requerir correcciones. La frecuencia de velocidad la fija el operador en la Sala de Control o el operador de terreno mediante un potenciómetro local.

2.3.5.- CONCEPTOS OPERACIONALES

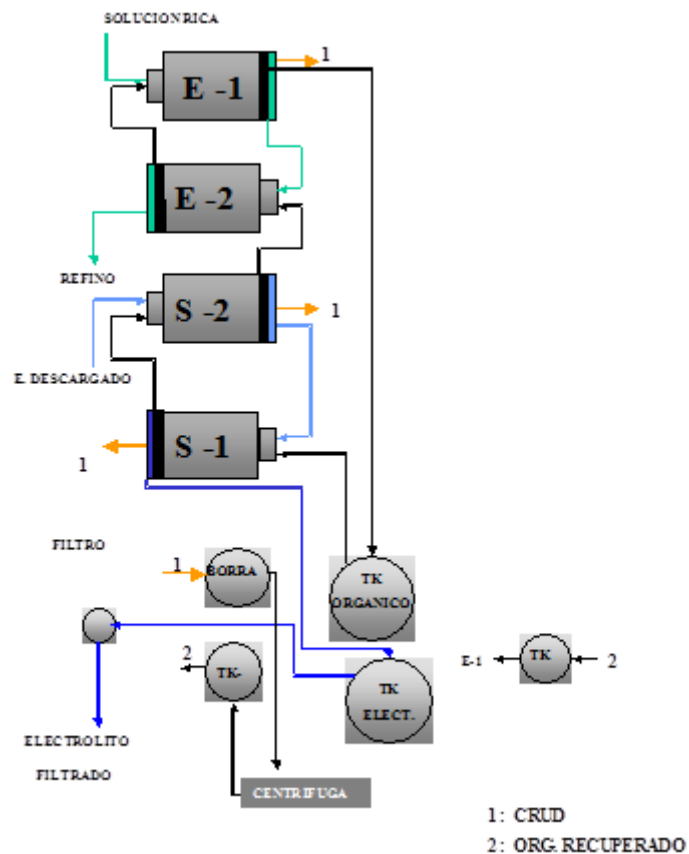


Figura 16: Proceso de Extracción por solventes
Fuente: Hidrometalurgia Universidad de Antofagasta-Copiapó.

2.3.5.1 - EMULSION Y COALESCENCIA

- La emulsión es la formación de gotas pequeñas y se verifica en el mezclador.
- La coalescencia es lo inverso, es decir, el aglutinamiento de las gotas pequeñas en gotas grandes y se verifica en el decantador.

Si bien es cierto, que la emulsión favorece la cinética de intercambio debido a que una distribución de gotas más finas producirá un aumento de la velocidad de reacción o una disminución del tiempo de retención necesario, lo cual significan mayores flujos volumétricos o un reactor más pequeño, por otro lado, la distribución de tamaños más finos disminuirá la velocidad de separación de fases, lo cual significan menores flujos o un decantador más grande. Estos efectos que son opuestos, deben manejarse y balancearse muy bien, de tal modo de optimizar el trabajo del mezclador-decantador.

2.3.5.2 - BANDA DE DISPERSION

Un equipo de SX se compone de una cámara de mezcla y una cámara de decantación. En la primera se produce la reacción de extracción o de reextracción, mediante la dispersión de una fase en otra. En la cámara de decantación las fases dispersas se separan pasando cada una a la etapa siguiente en contra corriente.

Cuando la dispersión generada en el mezclador entra a la cámara de decantación forma una zona heterogénea llamada banda de dispersión, en la interfase entre las 2 fases separadas. El espesor de esta banda de dispersión es una de las variables de operación más importante del decantador.

En los diseños modernos, se ha visto la conveniencia de colocar un segundo pecket fence con el fin de asegurar una buena coalescencia para evitar al máximo los arrastres. El primer pecket fence actúa como distribuidor homogéneo de los flujos, pero la colocación en distancia del primero respecto del segundo debe ser de tal forma de poder mantener una alta banda de dispersión, cuyo beneficio es mejorar los intercambios y la coalescencia. La banda

de dispersión inmediatamente aguas abajo del segundo pocket fence debe ser prácticamente cero.

2.3.5.3 - BANDA DE ORGANICO

Esta definida por la velocidad lineal del flujo de orgánico en el decantador y debe ser siempre igual o menor a 3 cm/seg. Comúnmente está del orden de 30 cm y no es conveniente aumentarla debido al peligro de arrastrar orgánico al aumentar la velocidad del acuoso. La banda de orgánico se opera moviendo el vertedero móvil del acuoso, pero en operación jamás debe cambiarse, sólo se regula en la puesta en marcha de la planta.

5.4 - SOLIDOS EN SUSPENSION

Los sólidos en suspensión de la solución rica y que son productos de las operaciones de lixiviación, son altamente perjudiciales para una operación estable de un circuito de SX, originando los principales problemas de arrastres y contaminaciones con consecuencias nefastas en los costos por pérdida del extractante y la calidad de los cátodos. Los sólidos en la solución rica deben

mantenerse en concentraciones que no superen 10 ppm. Para ello debe tenerse en cuenta las siguientes variables operacionales:

- Revisar las variables de operación de lixiviación, especialmente las tasas de riego.
- Adición de floculante en solución rica para decantar sólidos (dosis hasta 5 ppm).

Ante repentinos aumentos de sólidos en la solución rica, a valores que superen 40 ppm, es conveniente bajar los flujos a SX para permitir decantación en los ponds de alimentación. Para casos extremos es conveniente detener la planta.

2.3.5.5 - CONTINUIDAD DE FASES

Cuando se mezclan 2 fases inmiscibles, una de ellas debe encontrarse dispersa en la otra. La continuidad tiene gran importancia en los arrastres físicos de una fase en la otra después de la decantación. Se pueden presentar 2 casos:

- Acuoso continuo: Pequeñas gotas de orgánico están dispersas en la fase acuosa. La mezcla en acuoso continuo conducirá la corriente eléctrica.
- Orgánico continuo: Pequeñas gotas de acuoso están dispersas en la fase orgánica. La mezcla en orgánico continuo no conducirá la corriente eléctrica.

En general una planta de SX teóricamente debe trabajar en continuidad acuosa u orgánica en las diferentes etapas, partiendo de la base que los flujos principales de salida de cada etapa no deben llevar la otra fase arrastrada, de acuerdo a:

- E1: Flujo orgánico no debe llevar acuoso, debe operar en acuoso continuo.
- E2: Flujo refino no debe llevar orgánico, debe operar en orgánico continuo.
- Lavado: Flujo orgánico no debe llevar acuoso, debe operar en acuoso continuo.
- Reextracción: Electrolito rico no debe llevar orgánico, operar en orgánico continuo.

Cada planta debe acomodarse a su propia conveniencia, teniendo presente trabajar con las continuidades que produzcan menores arrastres. Para el caso de excesiva cantidad de borra, operar con continuidad orgánica, para mantener la borra en la interfase. Mantener continuidad acuosa en E1 hace que se produzca arrastre indeseable de borra, que sobrenada en la superficie y es descargada con el orgánico en el mezclador de etapa de lavado, produciendo un aumento de emulsiones estables que aumentan los contaminantes y arrastres en el flujo de orgánico a reextracción. Estos arrastres de borra producen lejos mayores arrastres que los arrastres de acuoso en orgánico.

2.3.5.6 - TIEMPO DE SEPARACION DE FASES

Los controles de los tiempos de separación de fases, deben llevarse diariamente porque permiten determinar si el orgánico está sufriendo alguna degradación o algunos contaminantes se han incrementado producto de arrastres.

Estos controles deberán fijarse a una pauta determinada, por ejemplo, que siempre sea inferior a un minuto. Si supera éste valor, el orgánico deberá lavarse y filtrarse de acuerdo a los procedimientos establecidos y que permitan restaurar sus condiciones extractivas en forma óptima.

El tiempo de separación de fases está influenciado por la velocidad de agitación, temperatura, arrastre de aire en los flujos de entrada a los mezcladores, sólidos en suspensión y viscosidad de la solución.

2.3.5.7 - RAZONES O/A

La razón O/A total es la razón entre el flujo de orgánico y el flujo de acuoso que se alimenta a los mezcladores de cada etapa.

O/A extracción = $F_{\text{orgánico}} / F_{\text{solución rica}}$ O/A

reextracción = $F_o / F_{\text{electrolito}}$

La razón O/A operacional es la razón entre el flujo de orgánico y acuoso que se alimenta a los mezcladores, considerando las recirculaciones internas de uno de los dos flujos.

$$\text{O/A operacional} = (F_o + R_o) / (F_a + R_a)$$

2.3. 5.8 - ARRASTRES

La continuidad tiene gran importancia en los arrastres, debido a que normalmente se producen contaminaciones que afectan no sólo a SX, sino que también a las operaciones anteriores y posteriores.

La cantidad de arrastres es función del extractante, diluyente, tiempo de residencia, diseño del decantador, diseño de los agitadores, temperatura y principalmente de los sólidos en suspensión que vienen en la solución rica desde lixiviación.

El arrastre de orgánico en acuoso, es el volumen de orgánico arrastrado por la fase acuosa y representa una pérdida del reactivo extractante. El arrastre de acuoso en orgánico, es el volumen de

acuoso arrastrado por la fase orgánica y debe ser controlada porque el orgánico cargado, al pasar de las etapas de extracción a reextracción, produce un aumento en la concentración de impurezas en el electrolito.

2.3.5.9 - BORRAS

Es una emulsión estable compuesta de sólidos, acuoso, orgánico y aire y que puede ser generada incluso en ausencia de sólidos arrastrados. La borra difiere notablemente de una planta de Sx a otra. La cantidad de borra generada depende de muchos factores como, sólidos en la fase acuosa, turbiedad de la fase acuosa, reactivos provenientes de otros procesos y contaminantes que pueden entrar al sistema.

Una pequeña cantidad de borra no es perjudicial, incluso tiene un efecto beneficioso en la separación de fases porque actúa como un coalescedor. Una gran cantidad aumentará el consumo de reactivo y si pasa entre agitadores, producirá emulsiones más estables que pueden resultar en una operación incontrolada y una emulsificación total de la planta.

2.3.5.10 - NIVELES DE IMPUREZAS

Los niveles de impurezas en las soluciones de lixiviación tienen gran importancia desde tres puntos de vista:

- Efecto tampón que puede aumentar la eficiencia de extracción por solventes.
- Efecto físico por viscosidad del fluido y atrapamiento de impurezas de la solución de lixiviación al circuito de EW.
- Efecto de selectividad por degradación acelerada y envenenamiento del extractante.

2.3.5.11 - ACIDEZ - pH

Definido por optimización de las condiciones de lixiviación con la debida consideración del efecto que puede producir en SX. Hay un efecto negativo de la acidez en la eficiencia del proceso de SX, por lo cual se ha definido rango óptimo de pH entre 1.5 - 2.0.

2.3.5.12 - TEMPERATURA

Efecto significativo en las características de separación de fases y en menor medida sobre la cinética de extracción, dependiendo de las características del extractante.

2.3.5.13 - VELOCIDAD DE AGITACION

El concepto de velocidad de agitación se basa principalmente en la necesidad de mejorar las cinéticas de intercambio. En la medida que aumenta la velocidad de agitación, si bien es cierto, se mejoran las cinéticas de intercambio, hay ciertas variables operacionales que se desmejoran notoriamente, tales como aumentos de los arrastres orgánicos en acuoso, acuoso en orgánico y aumentos de los tiempos de separación de fases. Esto se debe a que se producen emulsiones más estables por la alta producción de gotas muy pequeñas de la fase dispersa.

La calidad de la operación de una planta de SX, se basa en minimizar los arrastres que puedan perjudicar operaciones anteriores y posteriores. Es conveniente y razonable operar con las mínimas rpm en los mezcladores, entendiéndose como mínimas las necesarias que no entorpezcan el traspaso normal de los flujos interetapa

Es aconsejable, en beneficio de disminuir los arrastres, sacrificar un poco las cinéticas de intercambio, por cuanto ésta variable se puede controlar aumentando las razones O/A total y/o aumentando la concentración del extractante para dar la misma transferencia.

El mecanismo de agitación cumple con dos funciones en el proceso de SX:

- Producir dispersión apropiada de las 2 fases para que ocurra la reacción química.
- Bombear fases acuosa y orgánica interetapas y recirculaciones en una misma etapa.

Al aumentar la velocidad de agitación es posible hasta ciertos límites, obtener una dispersión más fina y mejorar las eficiencias por etapas, pero aumentan considerablemente las contaminaciones de una fase en otra y los consumos de energía. Además existe el peligro que se produzca un sobremezclamiento que resulta en una difícil separación de fases con un aumento excesivo de bandas y arrastres.

2.3.5.14 - CARGA MAXIMA

Es la cantidad máxima de cobre en gramos por litro, que el reactivo es capaz de aceptar, por cada unidad de porcentaje de concentración de éste reactivo v/v en la fase orgánica.

2.3.5.15 - TRANSFERENCIA NETA

Se define como la cantidad efectiva de cobre que es transferida, expresada en gpl por cada 1% de reactivo extractante en v/v. O bien es la diferencia entre las concentraciones de cobre del orgánico cargado y descargado expresado en gpl por cada unidad

de porcentaje de concentración volumétrica del reactivo en la fase orgánica.

$$\% \text{ reactivo v/v} = (\text{Cu (oc)} - \text{Cu (od)}) / \text{Tn}$$

2.3.5.16 - PROPIEDADES DEL EXTRACTANTE

La fase orgánica, está compuesta de la resina extractante catiónica líquida disuelta en un diluyente orgánico obteniéndose una fase orgánica de baja viscosidad y densidad. Los requisitos más importantes que debe cumplir un reactivo extractante son:

- Extraer selectivamente el cobre desde la solución acuosa que lo contiene.
- Ser estable en el circuito, de manera que circule sin degradarse.
- Tener alta capacidad de carga a un pH y a una concentración dada del extractante.
- Alto grado de insolubilidad extractante-acuoso por pérdidas de orgánico en el refino.
- Baja toxicidad e inflamabilidad, para condiciones de seguridad y estabilidad química.

- Baja formación de borra, por separación de fases y mayores arrastres de A/O.

5.17 - CARACTERISTICAS DEL DILUYENTE

La función principal del diluyente es disminuir la viscosidad de la fase orgánica y facilitar el contacto entre las fases. Debe cumplir con las siguientes propiedades:

- Capacidad para disolver el reactivo de extracción.
- Baja solubilidad en fase acuosa, para disminuir pérdidas por disolución en esta fase.
- Ser estable químicamente.
- Tener alto punto de inflamación.
- Baja toxicidad.
- Costo reducido.
- Mezclarse bien con el reactivo para disminuir viscosidad y facilitar contacto de fases.

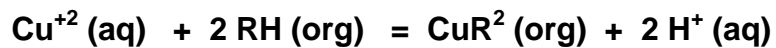
2.3.5.18 - MECANISMO DE LOS INTERCAMBIOS

Se distinguen 4 clases de extractantes de metales, caracterizados por su estructura y mecanismo de extracción de la especie extraída.

- Agentes de quelación.
- ion/par .
- Acidos orgánicos.
- De solvatación o neutros.

Los agentes de quelación han encontrado su mayor aplicación industrial dadas las condiciones de lixiviación ácida de las menas. Los extractantes quelantes usados industrialmente son moléculas orgánicas que operan reemplazando los átomos de hidrógeno de dos moléculas del extractante por un átomo de cobre de la solución acuosa, formando un complejo orgánico de cobre.

La reextracción se desarrolla por la reversión de la reacción de extracción.



El sistema opera basado en un ciclo del ion hidrógeno, de tal forma que en la medida que la concentración de ácido sea menor, la reacción tiende a incrementar la extracción y lo inverso a incrementar la reextracción.

La selectividad esta influenciada por el pH de la fase acuosa y una buena separación está basada en el control de pH de ésta fase.

En la medida que el pH es bajo, el extractante presenta una mayor aptitud para la extracción.

2.3.6. - MEZCLADORES - DECANTADORES

La unidad individual consiste esencialmente de una caja rectangular unida a otra caja con impeller ubicada en el extremo. El mezclador puede ser una caja cuadrada o un estanque cilíndrico con baffles.

El orgánico entra a un mezclador desde el decantador adyacente por el extremo superior de este, mientras que, el acuoso ingresa por el fondo. Después del mezclado, el líquido emulsificado entra al decantador para la separación.

Así, las fases acuosa y orgánica se mueven en direcciones opuestas a los mezcladores adyacentes. Es decir, se establece un flujo en contracorriente de acuoso y orgánico.

Como regla general, se usan tiempos de residencia de 2-3 minutos en el mezclador. El impeller debe mezclar las dos fases para crear una dispersión uniforme de pequeñas gotas, y también para proveer un bombeo interetapas que lleve ambas fases desde sus respectivos decantadores al mezclador.

El impeller debe tener características de bomba y mezclador. Para esta combinación no siempre es posible optimizar por separado ambas funciones, por lo tanto, se requiere un grado de compromiso entre ambas.

El criterio de diseño general considera la siguiente relación entre el diámetro y la velocidad de rotación del impeller:

$$N^3 * D^2 < 21$$

D: diámetro del impeller (pie).

N: velocidad de rotación (rps)

Los decantadores deben proporcionar tiempo de residencia suficiente para permitir a la fina dispersión de gotas coalescer en fases separadas.

El tamaño del mezclador está determinado por:

- * Flujo total alimentado.
- * Razón de fases (O/A).
- * Tiempo de residencia.

Se requiere contactar 130 m³/h de solución rica con 140 m³/h de orgánico por un tiempo de tres minutos. Considerando un 80% de volumen útil, el volumen del mezclador es:

$$V_m = (Q_t \text{ (m}^3\text{/h) } \times t_r \text{ (h) }) / 0.80$$

$$Q_t \text{ (m}^3\text{/h) } = 130 + 140 = 270$$

$$t_r \text{ (h) } = 3/60 = 0.05$$

$$V_m = (270 * 0.05) / 0.80 = 16.88 \text{ m}^3.$$

Asumiendo un mezclador con un diámetro igual a la altura:

$$V_m = (\pi \times D^2 / 4) \times H$$

D : diámetro del mezclador

H : altura del mezclador.

$$V_m = (\pi \times D^3 / 4)$$

Reemplazando el valor del volumen del mezclador, se tiene:

$$D = \sqrt[3]{ (4 \times V_m) / \pi }$$

Diámetro del mezclador = 2.78 metros

Altura del mezclador = 2.78 metros

La velocidad lineal del flujo de orgánico en el decantador debe ser siempre menor o igual a 3 cm/seg y es la que define la banda de orgánico. Esta velocidad queda definida por la expresión:

$$V_{fo} (\text{cm/seg}) = (FO \times 0.02778) / (h_{co} \times A_d)$$

FO (m³/h) = flujo de orgánico en el decantador.

h_{co} (mts) = altura de la capa de orgánico en el decantador.

A_d (mts) = ancho del decantador.

La profundidad del decantador debe ser escogida para retener el mínimo inventario de acuoso y orgánico, especialmente de éste último. El diseño se basa en estudios de tiempo de retención requerido para lograr una banda de dispersión de al menos 10 cm de espesor.

Así, si la banda de dispersión en el vertedero de orgánico es de 10 cm, una altura adicional de 15-20 cm sobre el extremo superior de ésta dará un mínimo atrapamiento de acuoso. Entonces, la altura total de orgánico será de 25-30 cm. El inventario de acuoso es menos costoso que el de orgánico, por lo que la altura del acuoso no es tan relevante. Generalmente 30-45 cm de acuoso son suficientes. En tales condiciones, la profundidad total del decantador es de 55-75 cm.

Los decantadores de la planta de extracción por solventes en El Soldado, tienen un ancho de 5.9 metros por un largo de 14.7 metros. Considerando el flujo de orgánico de 130 m³/h y una capa de orgánico de 20 cm, la velocidad lineal del flujo de orgánico es:

$$V_{fo} \text{ (cm/seg)} = (130 \times 0.02778) / (0.20 \times 5.90) = 3.0$$

El volumen del decantador es igual al área del decantador por su altura total útil.

$$V_d = A_d \times h_t$$

$$A_d \text{ (m}^2 \text{)} = (5.90 + 14.70) = 86.73$$

Considerando como profundidad total del decantador 75 cm.

$$h_t \text{ (mts)} = 0.75$$

$$V_d \text{ (m}^3 \text{)} = 86.73 \times 0.75 = 65$$

Se debe considerar que si el largo es mayor que el ancho la solución se moverá más rápidamente hacia la salida, lo que resultará en minimización del remezclado pero también en un alto flujo en el vertedero de orgánico. En otro extremo, una configuración cuadrada permite un menor flujo sobre el vertedero pero también permite mayor turbulencia y remezclado. El criterio primario es minimizar el atrapamiento de una fase en otra y esto parece que se mejora con el menor flujo, así que se debe preferir un decantador cuadrado. Los decantadores se dimensionan para

las más bajas temperaturas, ya que en clima frío las tasas de decantación son las menores.

El flujo específico del decantador está dado por la expresión:

$$FE \text{ (m}^3\text{/m}^2\text{xh)} = Q_t / A_d = 270 \text{ (m}^3\text{/h)} / 86.73 \text{ (m}^2 \text{)} = 3.11$$

El tiempo de retención en el decantador será entonces:

$$Tr \text{ (min)} = V_d / Q_t = 65 \text{ (m}^3 \text{)} / 270 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.24 \text{ (h)} = 14.4 \text{ minutos.}$$

2.3.7. - BALANCE DE MATERIALES

COBRE EXTRAIDO

$$\text{Cu (k/día)} = \text{Fsr} * 24 * (\text{Cusr} - \text{Curf})$$

Fsr : Flujo de solución rica (m3/hra)

Cusr : Cobre en solución rica (gpl)

Curf : Cobre en solución refino (gpl)

COBRE TRANSFERIDO

$$\text{Cu (k/día)} = \text{Fo} * 24 * (\text{Cuoc} - \text{Cuod})$$

Fo : Flujo de orgánico (m3/hra)

Cuoc : Cobre en orgánico cargado (gpl)

Cuod : Cobre en orgánico descargado (gpl)

COBRE REEXTRAIDO

$$\text{Cu (k/día)} = \text{Fel} * 24 * (\text{Cuer} - \text{Cuep})$$

Fel : Flujo de electrolito (m³/hra)

Cuer : Cobre en electrolito rico (gpl)

Cuep : Cobre en electrolito pobre (gpl)

2.3.8. - PROBLEMATICA DEL ARRASTRE EN EL PROCESO SX

2.3.8.1 - ANTECEDENTES

La planta de Extracción por Solventes, obtiene sus soluciones de alimentación a partir de la Lixiviación en Pilas de Minerales de Cobre, donde por la disolución con ácido sulfúrico del cobre presente, se generan soluciones ricas que deben cumplir con exigencias en cuanto al volumen generado, concentraciones de cobre, ácido y contenido de impurezas presentes, para que la etapa de SX alcance su eficiencia de operación máxima.

Para que la planta de extracción por solventes opere en sus máximas condiciones de diseño, se debe mantener un caudal adecuado de solución rica a la etapa de extracción, dada la importancia que esta variable tiene en el proceso global.

Normalmente una restricción en el flujo de solución rica está relacionado con problemas de sólidos en el orgánico, que aumentan la banda de dispersión en las etapas de extracción, especialmente en E2, produciendo aumentos de los arrastres de acuoso en orgánico y viceversa.

El control de la banda de dispersión se logra traspasando borras desde las etapas de reextracción a la etapa de extracción E2, para lo que se realiza un traspaso manual y controlado. Este sistema permite disminuir la banda de dispersión y elimina sólidos a través del refino como una autolimpieza en el E2.

Las soluciones ricas que alimentan a la planta SX, pueden poseer un alto grado de contenido de impurezas y sólidos en suspensión, los que se transfieren por arrastre al electrolito que va a la etapa de

electroobtención, perjudicando tanto la calidad física como química del cátodo de cobre final.

Los sólidos en suspensión ocasionan una alta tasa de formación de borras en la etapa de extracción por solventes, las que son causantes, en forma directa de los mayores arrastres de orgánico en acuoso y acuoso en orgánico, en todas las etapas.

En todo proceso de SX, se genera el arrastre de una de las fases en otra en la forma de microgotas que no logran ser separadas en los decantadores. Adicionalmente se genera el arrastre de sólidos, borra y otros contaminantes.

Los niveles de arrastre, dependen de varios factores, destacándose entre otros el tipo y concentración del extractante y diluyente, temperatura, continuidad de fases, grado de agitación y diámetro del impeller, contenido de sólidos en suspensión, presencia de compuestos tensoactivos en el sistema, los flujos específicos, diseño de los picket fence, el empleo de baffles o mallas, etc.

2.3.8.2 - ARRASTRES DE ACUOSO EN FASE ORGANICA

El arrastre de acuoso en el orgánico cargado, tiene importancia, debido a que por esta vía se produce una transferencia de impurezas hacia las etapas de reextracción, provocando de esta forma la contaminación del electrolito alimentado a la etapa de electroobtención.

Del adecuado control de los arrastres A/O, depende la estabilidad técnico – económica de los procesos SX–EW, la calidad catódica y las condiciones ambientales. Los principales problemas asociados al aumento de los arrastres A/O se pueden resumir en:

- (1) Contaminación del electrolito con Cl^- , Mn, NO_3^- , Al, Sí, Fe, Yodo y sólidos.
- (2) Mayor corrosión anódica.
- (3) Mayor contaminación catódica.
- (3) Mayor contaminación ambiental en la nave.
- (4) Mayores pérdidas de electrolito por arrastres en reextracción.
- (5) mayor requerimiento de purgas.
- (6) Pérdidas de Cobre, H_2SO_4 , Cobalto y aditivos desde electrolito.

- (7) Requerimientos adicionales en reposición de agua de clorizada.
- (8) Potenciales pitting en placas de aceros inoxidable.
- (9) Problemas de despegue de cátodos, afectando la producción.
- (10) Deterioro de la calidad física del producto.
- (11) Envenenamiento de orgánico.
- (12) Problemas críticos en invierno en plantas con alto Cloro y Nitratos en PLS.

Entre las opciones para minimizar y controlar estos arrastres, se encuentran las operativas presentadas anteriormente, y la implementación de tecnologías, como:

- (1) Empleo etapa de lavado del orgánico cargado.
- (2) Empleo de coalescedores.
- (3) Decantación adicional en estanque de orgánico.
- (4) Concepto estanque orgánico - coalescedor.
- (5) Combinación de las anteriores.

- La presencia de ion férrico Fe^{+3} disminuye la eficiencia de corriente.
- El manganeso puede ser oxidado en el ánodo generando MnO_2 , que puede codepositarse en el ánodo u oxidarse a permanganato, retornando a Sx en el electrolito y degradar la fase orgánica. Además genera un aumento sustancial del potencial de oxidación del electrolito en la planta EW, que permitiría la liberación de cloro gaseoso, aumentando la contaminación ambiental en la nave.
- Los iones cloro y nitrato contribuyen a una mayor corrosión anódica.
- Sílice en el electrolito puede precipitar por el cambio de acidez, y al retornar a la SX incrementa la formación de borra. Además sílice y aluminio aumentan la viscosidad del electrolito, que afecta las propiedades de transporte en el proceso de EW.

Los factores para disminuir los arrastres de acuoso en orgánico son las siguientes:

- Incorporar en la alimentación a SX un floculante compatible con la fase orgánica en dosificaciones comprendidas entre 1-5 ppm.
- Incorporar en la planta el sistema de restauración de las propiedades de separación de fases del orgánico de operación mediante el empleo de arcillas.

La operación de las etapas E1 y S2 en continuidad acuosa parecen ser las más simples, pero la problemática de formación de borras puede ser más importante.

Cabe destacar que al operar en acuoso continuo, el rebose de borra con la fase orgánica puede generar arrastres de acuoso tan altos como los obtenidos en orgánico continuo.

2.3.8.3 - EQUIPO COALESCEDOR CHUQUICAMATA

Codelco Chile, ha desarrollado un nuevo procedimiento para la remoción de acuoso sólidos y crud desde el orgánico cargado que puede actuar como complemento a operaciones que utilizan etapas de lavado o ser implementada como otra alternativa al lavador.

Entre las fortalezas y debilidades de esta tecnología, se tienen:

- (1) Operación gravitacional.
- (2) Mínimos requerimientos de mantención.
- (3) Operación simple y eficiente.
- (4) Consumo de energía bajo.
- (5) Tecnología e ingeniería nacional.
- (6) Requieren alto inventario de orgánico.
- (7) Pierden eficiencia al operar etapa E – 1 en acuoso continuo.

El procedimiento se caracteriza por pasar la fase orgánica conteniendo los arrastres por un lecho coalescedor constituido por materiales de diferente naturaleza y forma, de baja densidad

aparente y alta porosidad y superficie específica que induce la coalescencia y crecimiento de las microgotas de acuoso, las cuales decantan a través del lecho permitiendo su remoción continua por el fondo del equipo que lo contiene. Ofrece diferentes opciones como, el empleo de columnas en serie o paralelo, incorporación del agente coalescedor en canastillos en los vertederos de orgánico, en canaletas que pueden conducir el orgánico o en el estanque acumulador de orgánico cargado.

El procedimiento permite además remover sólidos, borra diseminada y otros contaminantes externos, de la fase orgánica. Estos contaminantes pueden ser removidos posteriormente lavando el lecho coalescedor.

El equipo coalescedor está constituido por un depósito de hierro recubierto con polietileno de alta densidad de 3 mm de espesor, diámetro 4.1 m y 4.3 m de altura, es alimentado por gravedad desde el vertedero de orgánico del E1 por su parte inferior a través de un distribuidor de orgánico. El orgánico limpio descarga por la parte superior hacia un estanque de 8 m³, para ser bombeado al estanque de orgánico cargado.

El acuoso se desplaza al fondo por gravedad y es removido continuamente mediante el control de una válvula de despiche. El agente coalescedor está constituido por cintas enroscadas de polietileno de alta densidad que se obtienen torneando tuberías en desuso, con ancho promedio 12 mm, espesor 1 mm y longitud variable. La densidad aparente del lecho alcanza a 0.07 t/m³. Se pueden destacar las siguientes ventajas comparativas del coalescedor Chuquicamata frente al empleo de un lavador: Menores inversiones y costos de operación reflejados por:

- No requiere agua de lavado declorizada.
- No utiliza electrolito de descarte y no consume H₂SO₄.
- No utiliza sistemas agitados.
- Pérdida de orgánico en descartes son inferiores y se retornan a extracción.
- Agente coalescedor inerte a soluciones acuosas y orgánicas.

- En el caso de adaptarse el estanque pulmón de orgánico cargado como coalescedor, no se requiere inventario adicional de orgánico como ocurre con el lavador, siendo la economía de este proceso uno de los factores más importantes.

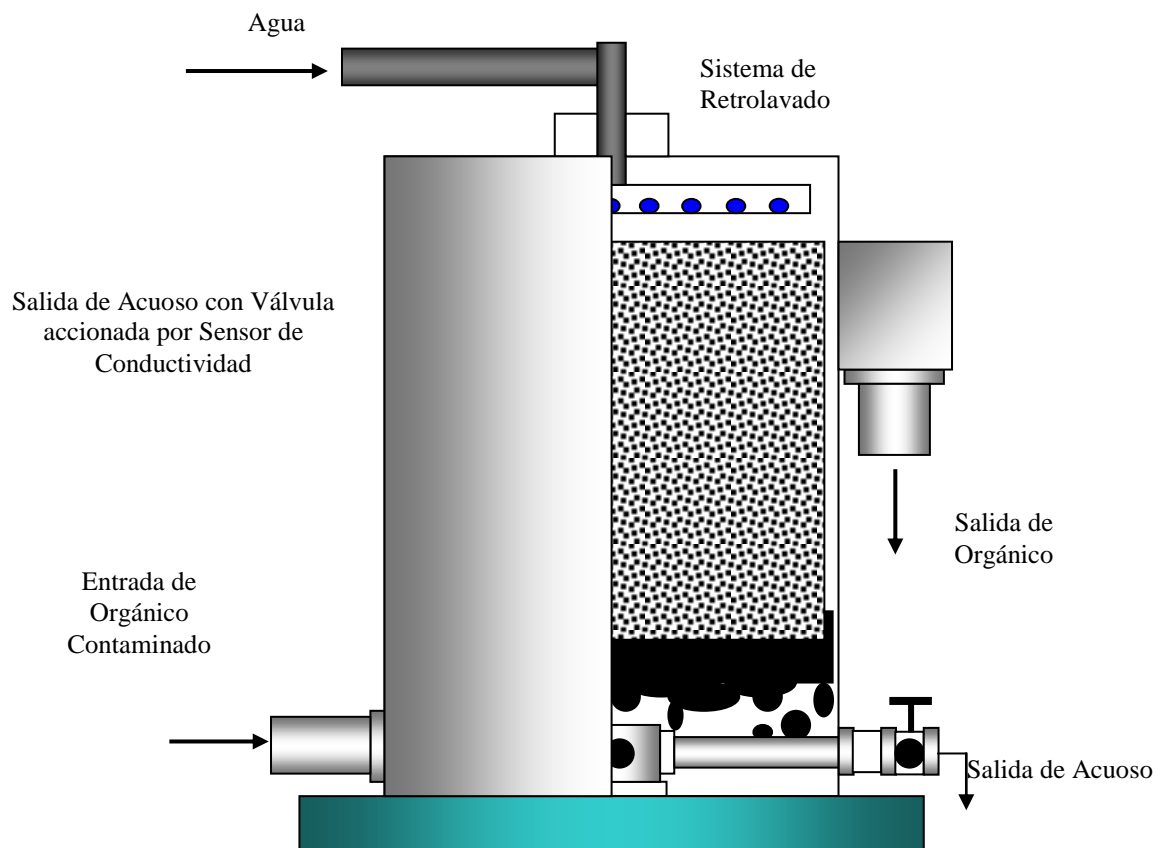


Figura N° 17: COALESCEDOR CHUQUICAMATA

Fuente: Hidrometalurgia .Universidad de Antofagasta. Copiapó. Chile.

ITEM	PROTOTIPO
Flujo, m³/h	330
Flujo Específico, m³/h/m²	25
Ciclo de Coalescencia, días	>30
Alimentación Orgánico	E -1
Arrastres A/O, ppm	
Alimentación	> 1500
Descarga	> 100
Remoción, %	> 93

Tabla N°2: Coalescedor Chuquicamata

Fuente: Hidrometalurgia .Universidad de Antofagasta. Copiapó. Chile.

2.3.8.4 - ARRASTRES DE ORGANICO EN FASE ACUOSA

Uno de los aspectos más relevantes, se relaciona con los arrastres de orgánico y sólidos en el electrolito a EW, ya que pueden afectar la calidad del producto final y aumentar los costos de operación. Un resumen de los problemas que genera este arrastre son los siguientes:

- Conduce a obtener cátodos quemados.
- Aumenta corrosión anódica, con mayor contaminación de cátodos por plomo.

- Alta volatilidad a temperaturas de operación genera mayor contaminación ambiental en la nave, aumentando además los riesgos de incendio por cortocircuitos.
- Demanda personal adicional para remover el orgánico acumulado en las celdas.
- Por aumento de corrosión anódica requiere mayores dosis de sulfato de cobalto.
- Arrastre de sólidos produce problemas en intercambiadores de calor, nodulación en los cátodos, mayores requerimientos de floculante, aporte de otras impurezas nocivas por disolución en electrolito, como, manganeso, sílice, fierro y aluminio, mayor formación de borra y pérdidas por arrastre al retornar el electrolito a SX.

Respecto al arrastre de orgánico y sólidos en el refino, aparte de su impacto económico, generan problemas en la etapa de lixiviación al depositarse en los aspersores. Para la disminución de estos arrastres, se debe considerar:

- Incorporación de floculante compatible con fase orgánica en soluciones a SX.
- Tratamiento del orgánico de operación con arcillas intercambiadoras.

2.4 HIPÓTESIS

Hipótesis general

El estudio del comportamientos de diferentes diluyentes alternativos como el CONOSOL, SHELLSOL 2046 AR y ORFOM SX-80 que permitirá conocer su rendimiento, en el proceso de extracción de cobre.

Hipótesis Específica

La evaluación de las características de los diluyentes alternativos CONOSOL, SHELLSOL 2046 AR y ORFOM SX-80, facilitara la selección adecuada para uso en planta, en el proceso de extracción de cobre.

2.5 VARIABLES INDEPENDIENTES Y DEPENDIENTES.

Variable Independiente

Comportamientos de diluyentes alternativos

Variable Dependiente

Proceso de extracción de cobre

2.6 INDICADORES Y OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

VARIABLES	INDICADORES
Variable Independiente Comportamientos de diluyentes alternativos	<ul style="list-style-type: none"> - Ser capaz de disolver el extractante y mantenerlo en solución. - Tener baja viscosidad y densidad. - Tener estabilidad química. - Presentar baja solubilidad en la fase acuosa. - Poseer un alto punto de inflamación, baja toxicidad y baja tasa de evaporación.
Variable Dependiente Proceso de extracción de cobre	<ul style="list-style-type: none"> - Orgánico - Diluyente

CAPÍTULO III

DESARROLLO METODOLÓGICO DE LA INVESTIGACIÓN

Normalmente, el diluyente se puede comportar como un compuesto químicamente inerte, pero existen ocasiones, en que el diluyente también influye en el comportamiento del reactivo y puede ser un participante esencial en el éxito o eventuales dificultades operacionales del proceso. Cuando el diluyente interactúa con el reactivo en la fase orgánica puede favorecer la polimerización del reactivo y restar así parte de los componentes activos dentro de la fase orgánica. Otros diluyentes producen el efecto contrario, lo que en los casos de extracción por intercambio catiónico se puede detectar midiendo la constante dieléctrica del diluyente. El menor valor resultante es el que da las mejores extracciones. Actualmente el más comercial es el diluyente ORFOM SX-80®, el cual es un derivado de petróleo, conformado por un 21% de aromáticos y 79% de elementos alifáticos; es este alto porcentaje de aromáticos en el diluyente que produce que la evaporación ocurrida sea una de las mayores pérdidas del reactivo.

Es esta razón por la que se busca tener nuevas alternativas de

diluyente que presenten una menor tasa de evaporación, evaluando a la vez su performance en la separación de fases y su efecto en la cinética de extracción.

3.1 DESARROLLO DE LAS PRUEBAS:

La presente evaluación estuvo dividida en 04 partes, las cuales consistieron en:

- ✓ Caracterización Físico – Química
- ✓ Tasa de Evaporación a Nivel de Laboratorio.
- ✓ Cinética de Extracción.
- ✓ Pruebas Batch de Separación de Fases.

3.1.1 CARACTERIZACIÓN FÍSICO – QUÍMICA

La caracterización físico-química se refiere a la medición de las siguientes propiedades:

- ✓ Densidad
- ✓ Viscosidad Relativa
- ✓ Tensión Superficial

El cuadro N° 01 muestra los resultados de las mediciones estándares de densidad, viscosidad y tensiones superficiales de los diluyentes puros al 100% y diluyentes mezclados con extractante a una concentración del 6.8% v/v (a excepción del ESCAID 115 debido a la escasez de muestra); con el objetivo de observar el comportamiento tanto en muestra pura como a condiciones de planta.

a. Diluyentes al 100%.

La viscosidad del **ORFOM SX-80** es mayor que la correspondiente al diluyente SHELLSOL 2046 AR y el CONOSOL. Esto significa una mayor tendencia a generar mayores arrastres y también una exigencia mayor en el bombeo de soluciones.

En el caso de la tensión superficial se observa que el **SHELLSOL 2046 AR** mayor que en el caso del ORFOM SX-80, lo que implicaría los mismos efectos que los mencionados anteriormente (mayores arrastres por incremento de tiempos de separación de fases).

b. Orgánicos sintéticos al 6.80 %v/v.

La viscosidad y la tensión superficial del ORFOM SX-80 son mayores. Esto significa una mayor tendencia a generar mayores arrastres y también una exigencia mayor en el bombeo de soluciones.

CUADRO N°01

**PROPIEDADES FISICAS DILUYENTES & ORGÁNICOS SINTÉTICOS
ANTES DE EVAPORACIÓN**

		DENSIDAD, g/mL	VISCOSIDAD, cp	TENSIÓN SUPERFICIAL, dinas/cm
DILUYENTES@ 100%	CONOSOL	0.822	2.99	36.90
	ESCAID 115	0.798	3.74	37.50
	SHELLSOL 2046AR	0.814	2.41	38.00
	ORFOM SX-80	0.820	3.50	37.50
ORGÁNICOS SINTÉTICOS@6.80 % v/v	CONOSOL	0.827	3.38	37.60
	ESCAID 115 ⁽¹⁾	-	-	-
	SHELLSOL 2046AR	0.824	2.65	37.50
	ORFOM SX-80	0.819	3.49	39.00

3.1.2 TASA DE EVAPORACIÓN A NIVEL LABORATORIO

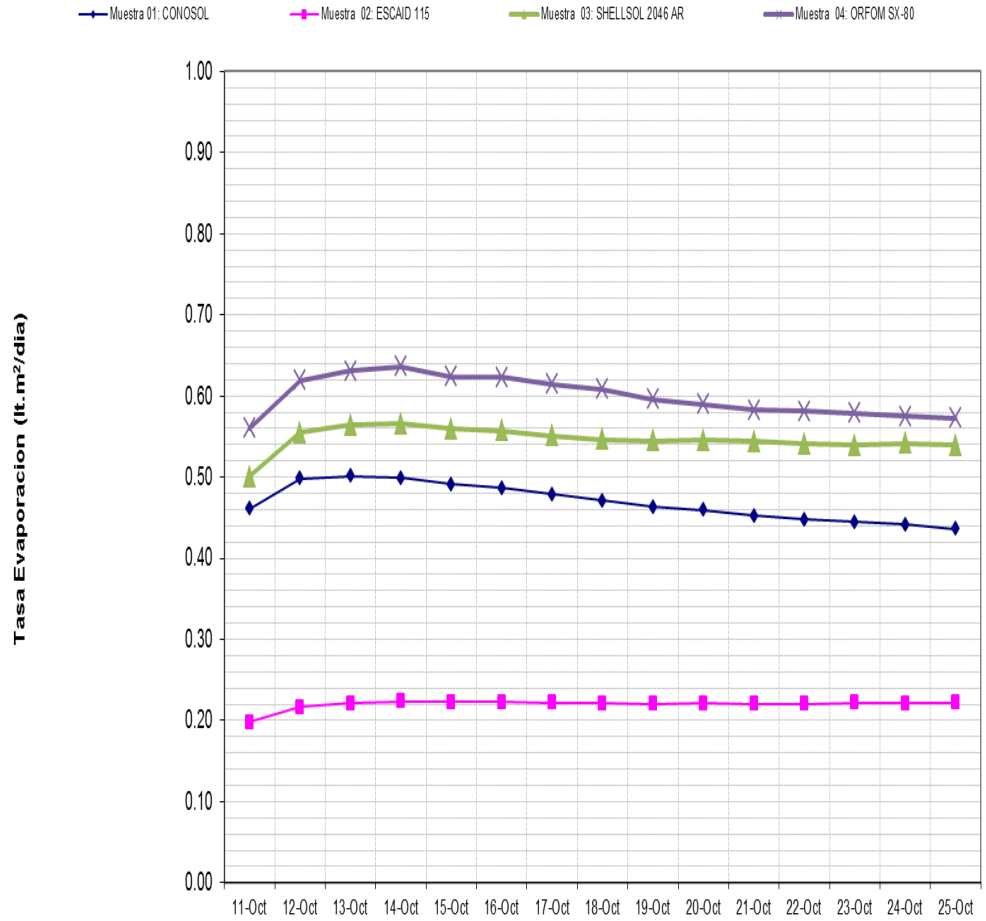
La evaluación se realizó con diluyentes puros al 100% y diluyentes mezclados con extractante a una concentración del 6.8% v/v; con el objetivo de observar el comportamiento tanto en muestra pura como a condiciones de planta.



Fig. 01.- Vasos de Precipitados conteniendo los diluyentes a concentraciones del 100% y mezclados con LIX984N al 6.8%v/v extractante.

Se colocaron 500 ml de muestras de prueba en vasos de precipitado sumergidos en un baño María a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. La tasa de evaporación es determinada por diferencia de pesado de las muestras en el tiempo, durante 15 días. El comportamiento y resultados de la Tasa de Evaporación, posterior a los 15 días de monitoreo se muestran a continuación:

TASA DE EVAPORACIÓN DILUYENTES 100%

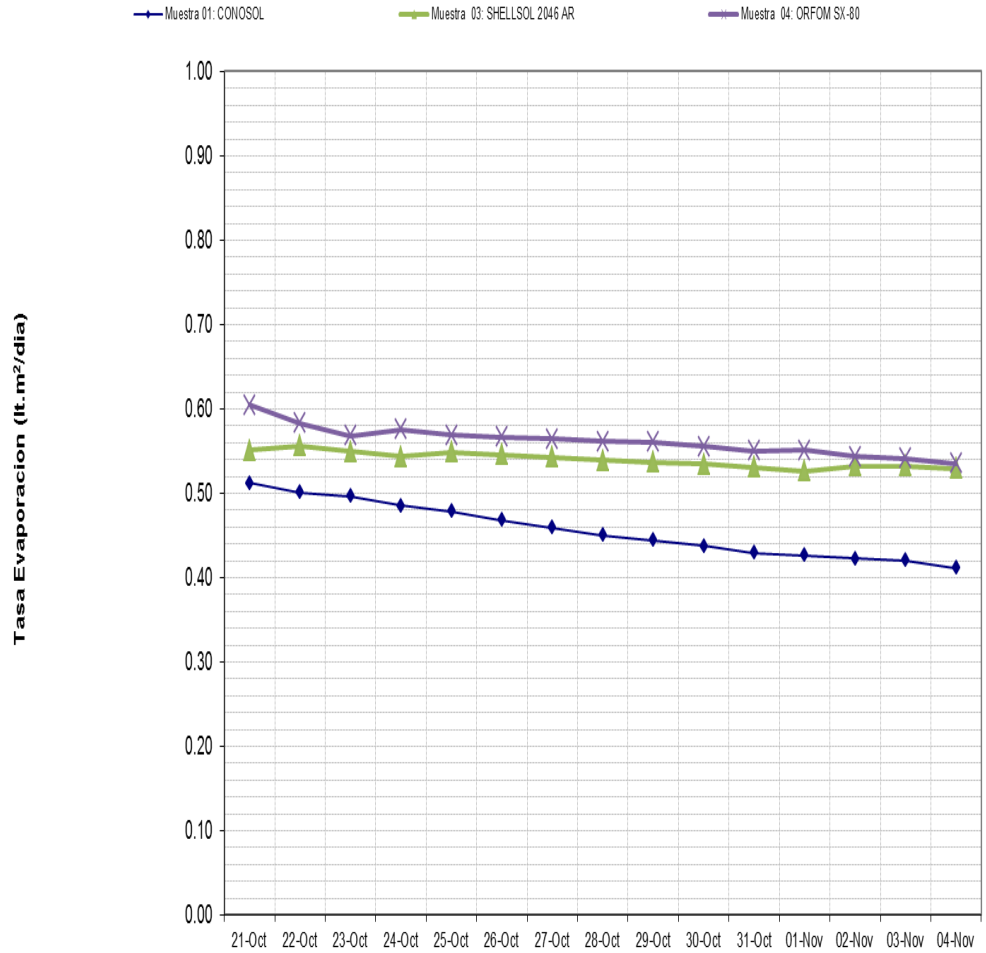


	11-Oct	12-Oct	13-Oct	14-Oct	15-Oct	16-Oct	17-Oct	18-Oct	19-Oct	20-Oct	21-Oct	22-Oct	23-Oct	24-Oct	25-Oct
Muestra 01: CONOSOL	0.46	0.50	0.50	0.50	0.49	0.49	0.48	0.47	0.46	0.46	0.45	0.45	0.44	0.44	0.44
Muestra 02: ESCAID 115	0.20	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22
Muestra 03: SHELLSOL 2046 AR	0.50	0.55	0.56	0.57	0.56	0.56	0.55	0.55	0.54	0.55	0.54	0.54	0.54	0.54	0.54
Muestra 04: ORFOM SX-80	0.56	0.62	0.63	0.64	0.62	0.62	0.61	0.61	0.60	0.59	0.58	0.58	0.58	0.57	0.57

Grafico 01- Tasa de Evaporación de Diluyentes puros al

100%

TASA DE EVAPORACIÓN ORGÁNICOS SINTÉTICOS @ 6.80% v/v ext.



	21-Oct	22-Oct	23-Oct	24-Oct	25-Oct	26-Oct	27-Oct	28-Oct	29-Oct	30-Oct	31-Oct	01-Nov	02-Nov	03-Nov	04-Nov
Muestra 01: CONOSOL	0.51	0.50	0.50	0.49	0.48	0.47	0.46	0.45	0.44	0.44	0.43	0.43	0.42	0.42	0.41
Muestra 03: SHELLSOL 2046 AR	0.55	0.56	0.55	0.54	0.55	0.55	0.54	0.54	0.54	0.53	0.53	0.53	0.53	0.53	0.53
Muestra 04: ORFOM SX-80	0.60	0.58	0.57	0.58	0.57	0.57	0.56	0.56	0.56	0.56	0.55	0.55	0.54	0.54	0.54

Grafico 02- Tasa de Evaporación de Orgánicos Sintéticos al

7.5% v/v LIX984N

Como se puede observar en el grafico 01 (Tasa de evaporación de Diluyentes al 100%), el CONOSOL presenta una tasa de evaporación de 0.47 lt/m².dia y seguido por el SHELLSOL 2046 AR (0.55 lt/m².dia). El ORFOM SX-80 es el que presenta una mayor tasa de evaporación de 0.60 lt/m².dia.

El grafico 02 (Tasa de evaporación de orgánicos sintéticos), se observa el mismo orden, el CONOSOL (0.46 lt/m².dia) y el SHELLSOL 2046 AR (0.54 lt/m².dia) y el ORFOM SX-80 (0.56 lt/m².dia)

3.1.3 CINETICA DE EXTRACCION.

Se llevaron a cabo pruebas estándares de extracción con el extractante de la Planta de Lixiviación de Toquepala, disuelto en los 3 diluyentes en evaluación. Se midió carga máxima a pH 2.0, cinética de extracción. El Anexo 1 incluye las metodologías experimentales utilizadas.

Los resultados de carga máxima de cobre a 20 °C se muestran en el Cuadro N° 02. El propósito de medir la carga máxima es determinar la concentración de cobre en gpl que soporta la fase

orgánica por cada 1% v/v de concentración de extractante.

Cuadro N° 02
Resultados de Análisis de Carga Máxima de Orgánicos Sintéticos.

	Carga Maxima, %	Selectividad Cu/Fe
CONOSOL	6.832	931
ESCAID 115 ⁽¹⁾	-	-
SHELLSOL 2046AR	6.849	1028
ORFOM SX-80	6.806	973

Como se puede observar las muestras originales presentaron una carga muy similar con solo una variación del 0.6%.

Respecto a los resultados del análisis de cinética de extracción, se consideró realizar ensayos con diluyentes al 6.8% v/v de extractante.

El Cuadro N° 03 contienen los resultados de las pruebas de cinética de extracción a 25°C.

Cuadro N° 03
Resultados de Recuperaciones de cobre vs. Tiempo de contacto

	EFICIENCIA DE EXTRACCION (%)		
Tiempo (seg.)	ORFON SX-80	SHELLSOL 2046AR	CONOSOL
30	73.14%	73.19%	73.18%
60	74.08%	74.15%	74.19%
90	74.81%	74.89%	74.78%
120	74.90%	74.88%	74.91%
300	75.20%	75.00%	75.12%

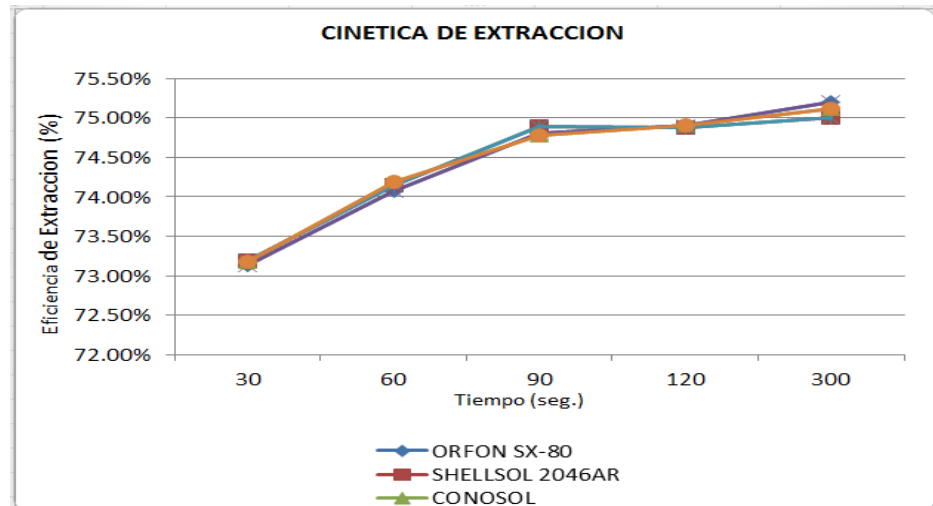


Grafico 03- Cinética de Extracción de los Orgánicos Sintéticos.

Como podemos ver en el Grafico 03, los 03 orgánicos sintéticos presentan igual extracción en los mismos tiempos, existiendo una variación mínima del 0.16% dentro del error de análisis.

3.1.4 PRUEBAS BATCH DE SEPARACIÓN DE FASES

Las pruebas Batch de separación de fases se hicieron en el equipo Anetich ® y que es de amplio uso en el control metalúrgico de plantas de SX. En todas las pruebas se usó una razón de fases igual a 1 y se midieron los perfiles de coalescencia, tanto en continuidad acuosa como en orgánica. En extracción se usó una solución sintética de 6 gpl de Cu^{2+} a pH 2.0.

Los resultados de separación de fases en la etapa de extracción se presentan en los Cuadros N° 04, 05, 06 y 07 para continuidad acuosa y orgánica, respectivamente. La misma información se muestra en forma gráfica en los Gráficos 04, 05, 06 y 07.

a. Antes de Evaporación:

Tal como se puede observar en la cuadro 04 y 05, en continuidad orgánica el más lento es el CONOSOL. Seguido por el ORFON SX-80 y el SHELLSOL 2046 AR, que mantienen una tiempos muy similares, existiendo una variación de solo

5.57 segundos; sin embargo en lo que respecta a los tiempos en continuidad acuosa, el más lento es el SHELLSOL 2046 AR. Seguido por el ORFON SX-80 y el CONOSOL, que mantienen una tiempos muy similares, existiendo una variación de solo 1.3 segundos.

CUADRO N°04
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES ANTES DE
EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ORGÁNICA

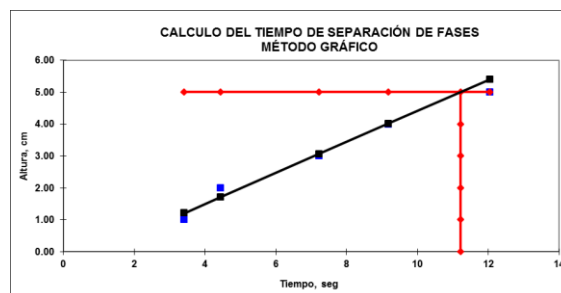
PUNTO S	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	3.42	9.91	4.64
2	4.45	19.98	7.34
3	7.22	32.82	11.23
4	9.18	50.98	13.41
5	12.05	58.49	17.53
	11.22	63.05	16.79

CUADRO N°05
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES ANTES DE
EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ACUOSA

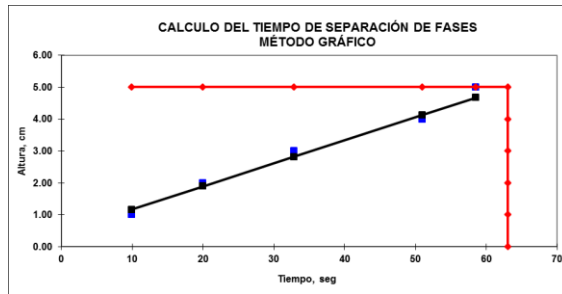
PUNTOS	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	12.84	7.43	7.55
2	17.80	10.17	10.69
3	23.67	13.62	14.59
4	29.75	18.98	19.94
5	36.12	33.62	31.06
	35.19	22.31	23.61

GRAFICO N°04
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES
ANTES DE EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ORGÁNICA

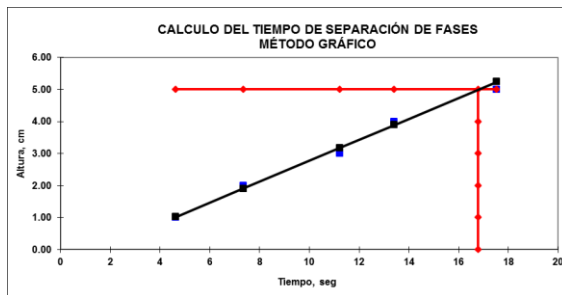
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL

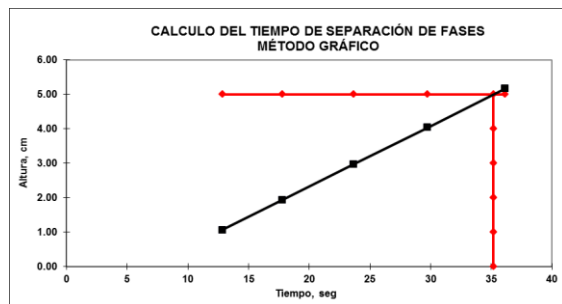


ORFON SX-80

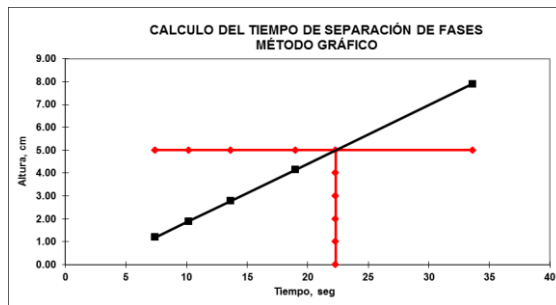


**GRAFICO N°05
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES
ANTES DE EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ACUOSA**

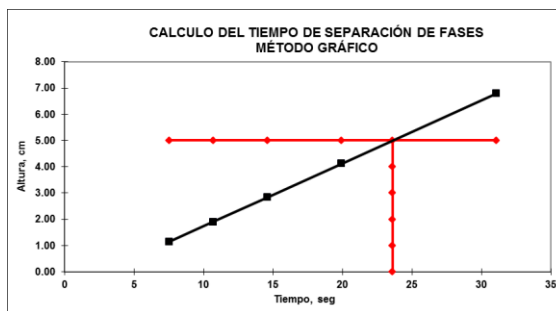
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



ORFON SX-80



b. Después de Evaporación:

Como se puede apreciar en el Cuadro N° 06 y 07, en continuidad orgánica el más lento es el CONOSOL. Seguido por el ORFON SX-80 y el SHELLSOL 2046 AR, que mantienen una tiempos muy similares, existiendo una variación de solo 0.5 segundos; sin embargo en lo que respecta a los tiempos en continuidad acuosa, el más lento es el SHELLSOL 2046 AR.

Seguido por el ORFON SX-80 y el CONOSOL, que mantienen una tiempos muy similares, existiendo una variación de solo 5.13 segundos.

CUADRO N°06
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES DESPUÉS DE
EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ORGÁNICA

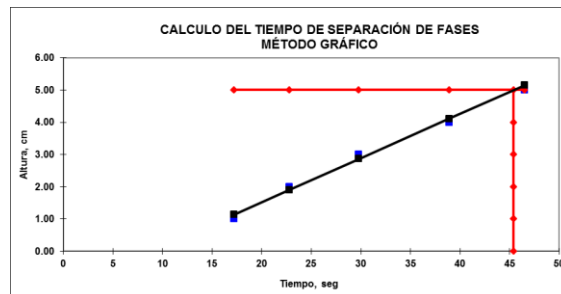
PUNTO S	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	17.20	17.20	11.90
2	22.80	32.90	20.00
3	29.80	51.00	26.40
4	38.90	76.10	38.30
5	46.50	111.90	58.30
	45.41	93.59	45.91

CUADRO N°7
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES DESPUÉS DE
EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ACUOSA

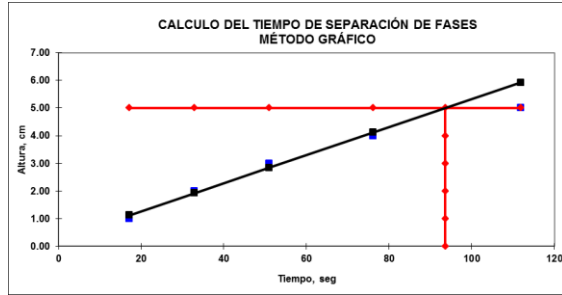
PUNTOS	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	20.10	17.90	13.20
2	29.30	24.50	17.90
3	38.50	33.40	25.70
4	50.70	45.10	40.40
5	60.10	73.20	61.00
	60.03	53.21	48.09

GRAFICO N°06
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES
DESPUES DE EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ORGÁNICA

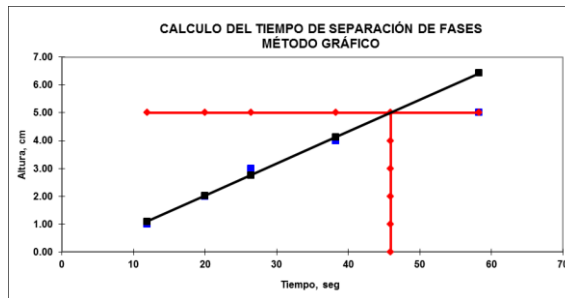
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL

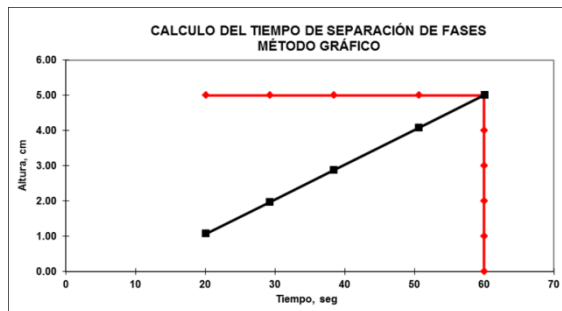


ORFON SX-80

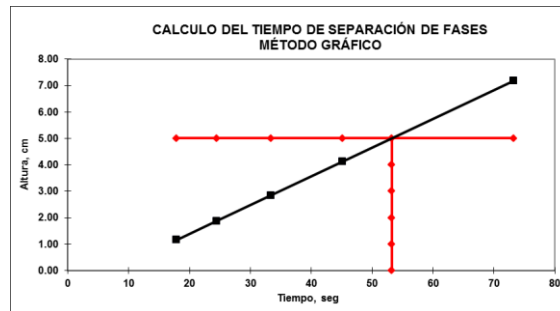


**GRAFICO N°07
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES DILUYENTES DESPUES
DE EVAPORACIÓN
CONTINUIDAD ACUOSA**

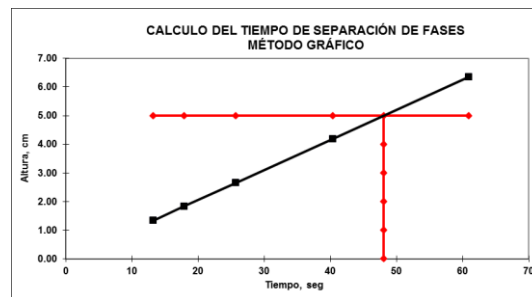
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



ORFON SX-80



c. En extracción de orgánicos sintéticos.

Como se puede apreciar en el Cuadro N° 08 y 09, en continuidad orgánica el más lento es el ORFON SX-80. Seguido por el SHELLSOL 2046 AR y el CONOSOL, que mantienen tiempos muy similares, existiendo una variación de 14 segundos; sin embargo en lo que respecta a los tiempos en continuidad acuosa, los tres orgánicos sintéticos mantienen

tiempos muy similares, existiendo una variación de solo 4.26 segundos.

Observaciones.

La muestra de CONOSOL, en continuidad orgánica, presenta burbujas grandes, dificultando la buena separación de fases.

La muestra de SHELLSOL 2046 AR muestra emulsión tipo telaraña.

CUADRO N°8
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS@6.80% v/v ext.
EXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ORGÁNICA

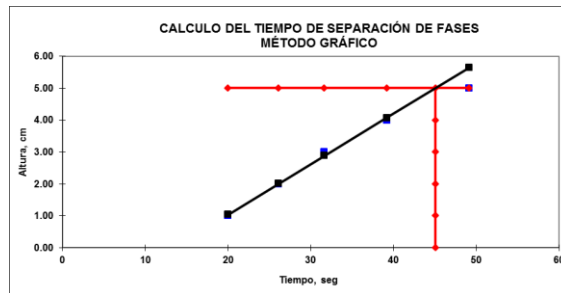
PUNTO S	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	20.03	20.30	34.50
2	26.13	23.60	40.70
3	31.65	25.20	46.90
4	39.18	28.50	56.10
5	49.12	39.00	67.70
	45.06	31.06	62.49

CUADRO N°9
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS@6.80% v/v ext.
EXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ACUOSA

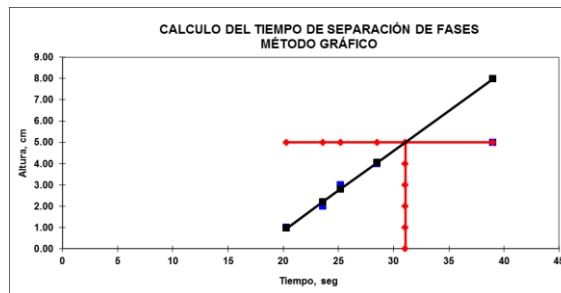
PUNTOS	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	20.47	20.50	22.70
2	28.08	31.50	34.80
3	40.36	49.50	49.40
4	62.19	63.50	62.80
5	81.89	80.60	79.20
	74.02	78.28	76.19

GRAFICO N°08
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGANICOS
SINTETICOS @6.80% v/v ext.
EXTRACCION - CONTINUIDAD ORGÁNICA

SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



ORFON SX-80

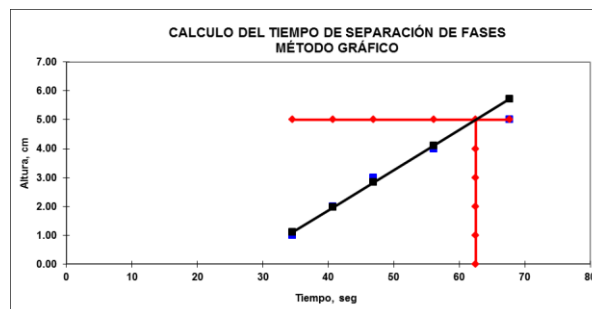
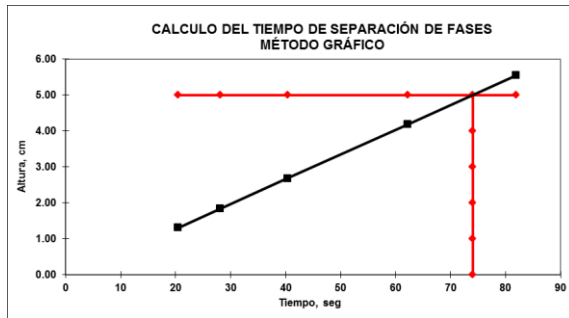
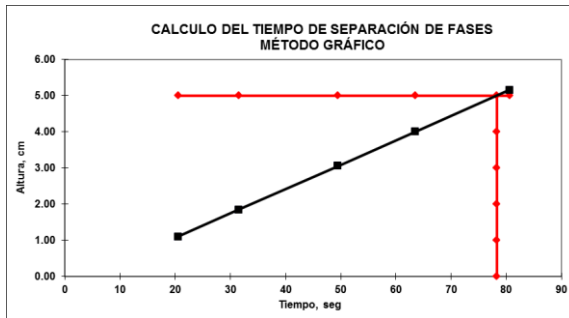


GRAFICO N°09
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGANICOS
SINTETICOS@6.80% v/v ext.
EXTRACCION - CONTINUIDAD ACUOSA

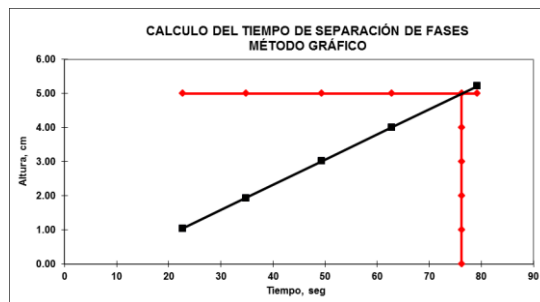
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



ORFON SX-80



e. En re-extracción de orgánicos sintéticos.

Como se puede apreciar en el Cuadro N° 10 y 11, en continuidad orgánica el más lento es el ORFON SX-80. Seguido por el CONOSOL y el SHELLSOL 2046 AR, que mantienen tiempos muy similares, existiendo una variación de 12.15 segundos; sin embargo en lo que respecta a los tiempos en continuidad acuosa, el más lento es el ORFON SX-80. Seguido por el SHELLSOL 2046 AR y el CONOSOL, que mantienen tiempos muy similares, existiendo una variación de 4.16 segundos.

Observaciones.

La muestra de CONOSOL, en continuidad orgánica, presenta burbujas grandes, dificultando la buena separación de fases.

La muestra de SHELLSOL 2046 AR muestra emulsión tipo telaraña.

CUADRO N°10
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS@6.80% v/v ext.
REEXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ORGÁNICA

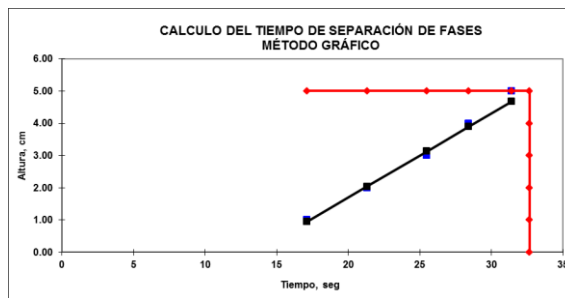
PUNTO S	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	17.10	14.60	33.60
2	21.30	19.20	40.90
3	25.50	23.90	60.00
4	28.40	30.10	70.10
5	31.40	38.50	65.50
	32.67	34.82	84.22

CUADRO N°11
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS@6.80% v/v ext.
REEXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ACUOSA

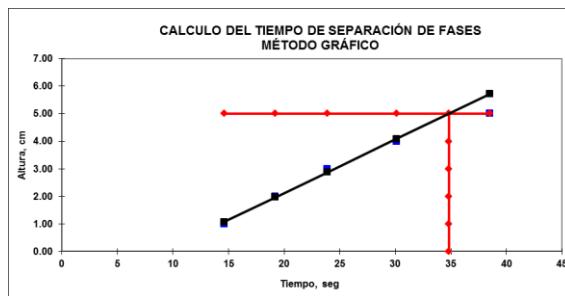
PUNTOS	SHELLSOL 2046 AR	CONOSOL	ORFOM SX-80
1	13.20	11.80	17.20
2	17.60	16.50	24.40
3	21.80	20.60	31.40
4	29.20	25.20	41.90
5	43.10	34.10	58.00
	33.77	29.61	49.21

GRAFICO N°10
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS@6.80% v/v ext.
EXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ORGÁNICA

SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



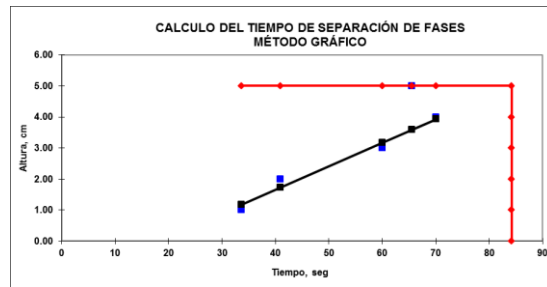
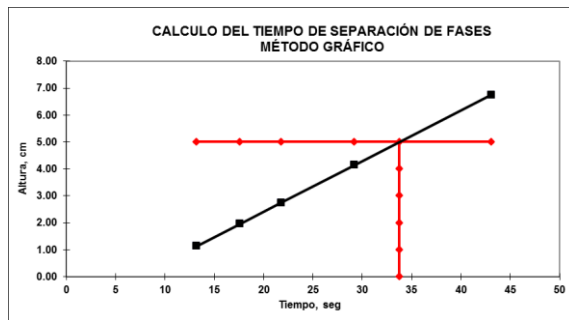
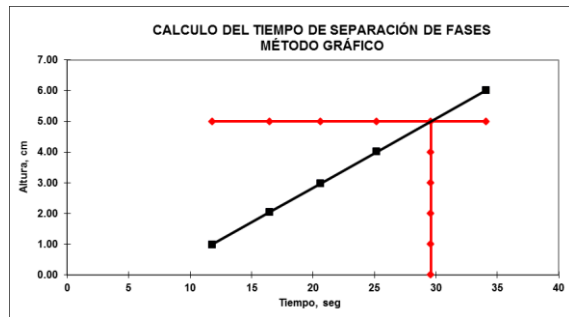
ORFON SX-80

GRAFICO N°11
TIEMPOS DE SEPARACIÓN DE FASES ORGÁNICOS
SINTÉTICOS @6.80% v/v ext.
EXTRACCIÓN - CONTINUIDAD ACUOSA

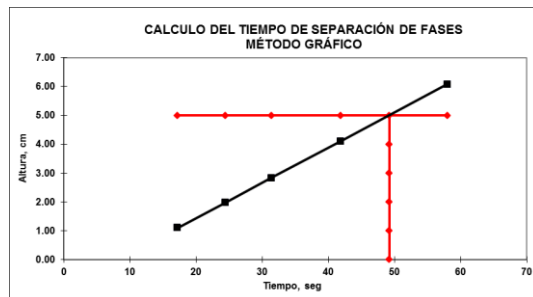
SHELLSOL 2046 AR



CONOSOL



ORFON SX-80



CONCLUSIONES

- La evaluación consideró realizar ensayos con los diluyentes puros y formando soluciones al 6.80% v/v de extractante. Los ensayos consistieron en unacaracterización físico-química, pruebas de transferencia de cobre, pruebas de evaporación dinámica a nivel de laboratorio y pruebas batch de separación defases.
- La caracterización físico-química indica que la viscosidad y tensión superficialde orgánicos sintéticos, el ORFOM SX-80 es del orden de 3.1% y 3.6% mayor que la del CONOSOL y del 23.9% y 3.9% mayor que del SHELLSOL 2046 AR, lo que implicaría un posible incremento de los tiempos deseparación de fases y por consiguiente mayores arrastres.
- Las tasas de evaporación de diluyentes al 100%, el ESCAID 115, el CONOSOL y el SHELLSOL 2046 AR son del orden de 66.33%, 21.66% y 8.33% menores que el ORFOM SX-80. Y las tasas de evaporación de orgánicos sintéticos, el CONOSOL y el SHELLSOL 2046 AR son del orden de 17.86% y 3.57% menores que el ORFOM SX-80.

- El nivel de concentración de reactivo extractante (Carga Máxima) en ambos diluyentes es muy similar, existiendo una variación del 0.6% dentro del error de análisis.
- La cinética de extracción de los orgánicos a condiciones de planta (6.8% extractante), indicó que los 03 diluyentes presentan igual extracción en los mismos tiempos, existiendo una variación mínima del 0.16% dentro del error de análisis.
- Las pruebas de separación de fases en continuidad orgánica, la diferencia en el CONOSOL es notoria, teniéndose variaciones de 52 segundos, en cambio el SHELLSOL 2046 AR y el ORFOM SX-80 presentan valores similares, no observándose variaciones por encima del 7%, es decir diferencias del orden de 1 segundo la cual se considera dentro del error experimental de las presentes pruebas.
- En el caso de las pruebas de separación en continuidad acuosa la diferencia no es considerable, teniéndose variaciones en promedio de 5 segundos, lo que representa incrementos del 10% lo que se explica

por los mayores valores de viscosidad y tensión superficial del ORFOM SX-80.

- En el caso de las pruebas de separación de fases en extracción y re-extracción de los orgánicos sintéticos, la muestra de CONOSOL, en continuidad orgánica, presenta burbujas grandes, dificultando la buena separación de fases y la muestra de SHELLSOL 2046 AR muestra emulsión tipo telaraña, en cambio el ORFOM SX-80 presenta una separación de fases limpia.

RECOMENDACIONES.

- Por lo visto anteriormente, si bien se tiene una menor tasa de evaporación del diluyente CONOSOL, se tiene mayores tiempos de separación de fases, lo que se traduciría en mayores arrastres, que frente a los actuales flujos de PLS a Planta (menores tiempos de residencia) se tendría menores recuperaciones de cobre en el circuito de SX. El CONOSOL y el SHELLSOL 2046 AR no presentan una separación de fases limpia, razón por la que **no se recomienda el uso de ambos productos para su utilización en planta.**

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. COL, Martín & AL. (RAHCO). (1997). **Manejo de Materiales en Proyectos de Lixiviación**. Minería Chilena N° 191, pp. 109-123.
2. DEAN, JhonA. LANGE. (2003). **Manual de Química**. Edit. McGraw Hill. Tomo II, 13ª Edición, pp. 5-179.
3. DOMINIC MIHAVILOVIC, Esteban Miguel. (2005). **Hidrometalurgia fundamentos procesos y aplicaciones**. Capítulo IX, p. 39.
4. GONZALEZ, Marcos. (1994). **Curado-Aglomeración-Lixiviación**. Curso de Capacitación. Universidad de Atacama, Copiapó-Chile.
5. GUIACHETTI TORRES, Diego Ariel. (2011). **Consumo de Ácido Sulfúrico y cinético de Lixiviación de un mineral oxidado de Cobre**. Universidad de Chile. Santiago.
6. HUNT ROMSDELL, Kraus. (2001). **Mineralogía**. McGraw-Hill

7. LEIVA BIANCHI, Esteban Pablo. (2010). **Memoria para optar el Título de Geólogo**. Universidad de Chile. Santiago.
8. QUENEAU, Paul E. & al. (1998). **Hydrometallurgy a short course. TMS-AIME Continuing Education Committee.**
9. REGHEZZA, Andrés. (1987). **Aspectos Tecnológicos de la Lixiviación**. Universidad de Concepción-Chile.
10. STAINMÜLLER, Klaws. (1999). **Depósitos metálicos en el Perú**. INGEMMET.
11. USSEGLIO BUSTAMANTE, Manuel. (1972). **Química analítica cuantitativa aplicada a minerales**. Universidad Nacional San Agustín. Departamento de Química. Arequipa-Perú, p. 88.

ANEXOS

I. ESTUDIO DEL MERCADO DEL COBRE REFINADO.

1. Análisis del entorno.

Se estima que el 2011, la producción acumulada alcanzó 16,2 millones de toneladas, con un déficit de 380000 toneladas y una demanda de 20,0 millones de toneladas. Capacidad de producción mundial de cobre al 2015, sería de 26,2 millones de toneladas producidas principalmente en países como Chile, Perú, China, Estados Unidos, Australia y Canadá.

El cobre, es actualmente uno de los metales de mayor demanda en el mundo. Debido a la variedad de usos y su gran versatilidad. Su consumo, ha ido en aumento vertiginosamente, dado el progreso tecnológico y científico experimentado por la humanidad, es así, que este metal juega un rol clave en las industrias del transporte, electrónica, construcción, agricultura, energía, salud, nuevas tecnologías, entre otras muchas aplicaciones. Asimismo, el uso del cobre en las llamadas tecnologías “verdes”, como celdas solares y vehículos eléctricos,

son un claro ejemplo de la importancia que seguirá desempeñando este metal en el futuro sostenible del planeta.

Desde el año 2004, existe a nivel mundial, una escasez del llamado metal rojo, debido a la gran demanda de China y otros países emergentes que han dinamizado sus economías. Por ejemplo, en el 2011, la demanda mundial de cobre superó el crecimiento de la producción en 380 000 toneladas y para el 2012 se proyecta otro déficit similar, a pesar que se estima un avance en la producción del cobre por el orden del 2,8% y hasta de 3,5% en el 2013, según un análisis realizado por el Grupo Internacional de Estudios del Cobre (ICSG) y la Dirección de Estudios y Políticas Públicas de la Comisión Chilena del Cobre (Cochilco), que presentamos a continuación.

2. Demanda mundial.

Dos indicadores, permiten estimar adecuadamente la demanda futura de cobre, el Producto Bruto Interno (PIB) de los principales países consumidores y el Índice de Gerentes de

Compras (PMI), ente que anticipa el comportamiento del sector manufacturero.

Respecto al primer indicador, la estimación de crecimiento económico proyectada por el Banco Mundial, para la zona euro, no es nada alentador para este 2013.

En el caso de Estados Unidos, presentaría un mejor desempeño y un cierto grado de desacople de la crisis en Europa. En tanto, China se ha visto afectada en mayor grado en sus indicadores de crecimiento ya que sus exportaciones tienen como principal destino países de la eurozona. Otro indicador, que da cuenta de la evolución futura de la economía, es el índice de actividad manufacturera PMI, el cual ha presentado en los países de la eurozona y en Estados Unidos un declive significativo a partir de mayo del 2011. Sin embargo, en noviembre este indicador tuvo un punto de inflexión respecto de la economía norteamericana anticipando un 2012 positivo.

De igual forma, en China, la actividad industrial anotó una desaceleración hasta noviembre, alcanzando ese mes los 49 puntos, la cifra más baja en 32 meses.

Durante diciembre, los índices PMI de la eurozona y China, registraron un avance respecto de noviembre, alcanzando 46,9 y 50,3 puntos respectivamente, lo que podría significar un cambio de tendencia en la actividad fabril de dichas economías. El índice PMI mide el nivel de actividad de los gerentes de compra en el sector manufacturero. Una lectura por encima de 50 indica expansión, mientras que una por debajo de 50 indica contracción, en Estados Unidos, se denomina ISM. En 2011, se evidenció una desaceleración de la demanda global de cobre refinado en comparación con el 2010, sin embargo, creció más de lo esperado. Por ello, la proyección para este año, se calcula que superará los 2,8%, sobrepasando por primera vez la barrera de 20 millones de t. El incremento de 624 mil t en el 2011 respecto del año 2010, se explica principalmente, por la mayor demanda de China (+407 mil), que superó las expectativas en especial en el último semestre del año.

Asimismo, se registró una mayor demanda de la Federación Rusa (+286 mil t), y en menor medida de India (+36 mil t) así como Estados Unidos (+30 mil t). Ello contrasta con la baja en varios países asiáticos como Japón (-51 mil t), Taipéi Chino (-73 mil t) y Corea del Sur (-28 mil t), y la débil demanda de Brasil (-43%) y los países europeos (-15 mil t). Para este año, se considera que la desaceleración de la economía mundial y una esperada recesión en Europa provocarían una baja en la tasa de crecimiento mundial de la producción de cobre en 2,8%, totalizando 20,6 millones de t. China, seguirá siendo el catalizador principal debido a un crecimiento del consumo de 5,9%. Mientras tanto, se estima que en el 2013, la economía global se recupere y suba la demanda de cobre en 3,5%, impulsada por la recuperación de Europa y un mayor consumo de los principales países asiáticos. El total llegaría a 21,3 millones de t de cobre.

3. Tendencia.

Se estima, que la producción mundial de cobre de mina para el 2011, haya alcanzado los 16,2 millones de t, sólo un 0,1% más que en 2010. El menor crecimiento respecto del año anterior, se

explica por la menor producción de Chile (-175 mil t), Indonesia (-331 mil t) y un conjunto de otros productores (-224 mil t).

Por el contrario, los principales aportes al crecimiento de la producción durante el 2011 provinieron de México, China, Canadá y RD del Congo, que en conjunto, generaron 574 mil t. México registró el mayor aporte debido principalmente a la reapertura de la mina Buena Vista (150 mil t) y la recuperación de producción la Mina Caridad (+30 mil t). En el caso de China, la mayor producción provino de un gran número de pequeños productores mineros y en el RD del Congo se debió a la entrada en producción de cuatro operaciones que aportaron 114 mil toneladas adicionales al mercado.

A nivel mundial, se proyecta para 2012, un aumento de producción de cobre de mina de 4,5% totalizando 16,9 millones de t, vale decir, equivalente a 733 mil toneladas adicionales respecto de 2011. Este aumento, se fundamenta en una mayor producción de Chile (+506 mil t), principalmente por el aporte de expansiones de Los Bronces (+213 mil t), la recuperación de la producción de Escondida (+232 mil t) y Andina (+22 mil t) y del ramp-up de Esperanza (+60 mil t) y de Los Pelambres (+ 25 mil t).

En el resto del mundo la mayor producción estaría asociada a China, Indonesia y RD Congo que aportarían cerca de 327 mil tmás, provenientes principalmente de ampliación de operaciones. Para el 2013, se prevé un aumento de 1,234 mil t de producción asociada a la entrada de nuevas operaciones y ampliaciones de proyectos que iniciaron en años anteriores, tanto en Chile, Zambia, Estados Unidos y otros países.

4. Perspectivas al 2015.

Por su parte, el Grupo Internacional de Estudios del Cobre (ICSG, por su sigla en inglés) prevé optimistamente que la capacidad anual de producción minera de cobre alcanzaría las 26,2 millones de toneladas en el 2015, con un alza promedio anual del 6,6% desde el 2012.

“Debido a postergaciones en proyectos tras la crisis económica del 2008 y a retrasos técnicos, financieros y en los permisos, un 74% de este crecimiento (4,3 millones de toneladas) sólo ocurriría en el 2014/2015”, dijo el ICSG en una conferencia de prensa. Al 2015, la capacidad de producción de concentrados de cobre crecería en un 6,9% anual, a 20,4 millones de toneladas, y la

capacidad de producción por extracción con solventes y electrodeposición (SX/EW) aumentaría en un 5,4% al año, a 5,7 millones de toneladas. En tanto, el crecimiento anual de la capacidad de fundición estaría rezagado frente a la expansión en el sector de concentrados, con un aumento promedio de apenas un 3,7% anual, a 21,4 millones de toneladas en el 2015, un alza de 2,9 millones de toneladas respecto al 2011.

El ICSG también proyectó que la capacidad mundial de refinación de cobre alcanzará 28,9 millones de toneladas en el 2015, un alza de 17,5% frente al 2011. La mayoría de los nuevos proyectos y expansiones en el sector minero se ubican en Brasil, Chile, China, República Democrática del Congo, Mongolia, Perú, Estados Unidos y Zambia, según el ICSG.

El escenario base para el ejercicio de proyección, considera los casos que se estiman más probables tomando como referencia la última información que se dispone al momento de realizar este pronóstico. Sin embargo, una evolución distinta a la esperada, implica trayectorias diferentes para la evolución del precio del cobre.

Algunas de estas situaciones han sido evaluadas, analizadas y ponderadas. Con esta información, se concluye que existe un sesgo al alza, para la senda que se espera siga el precio del cobre este año, con una tendencia a la moderación durante el tercer trimestre del año 2012.

5. Indicadores importantes.

Evolución PBI principales países consumidores de cobre.

Periodo 2009 - 2012. Valores en %.

	2009	Proyección Año 2010		Proyección Año 2011			Proyección Año 2012 de:
		Julio	Diciembre	Julio	Diciembre	Enero	Enero
China	9,1	10,1	10,1	9,1	9,1	9,2	8,9
EE.UU	-2,6	3,1	2,8	3,0	2,7	3,2	3,3
Japón	-6,3	3,2	3,5	1,6	1,1	1,2	2,0
Zona Euro	-4,0	1,1	1,7	1,4	1,5	1,5	1,6
Mundo	-1,8	3,5	3,9	3,3	3,2	3,4	-

Fuente: Consensus Forecast, enero de 2011.

Balance proyectado del mercado mundial de cobre refinado.

Periodo 2009-2012. Valores en miles de TM.

Miles TM	2009 (p)	2010 (e)	2011 (e)	2012 (e)
Producción de refinado primario	15.669	15.872	16.212	16.719
Producción de refinado secundario	2.852	3.222	3.518	4.029
OFERTA TOTAL	18.520	19.094	19.730	20.748
Variación Porcentual	1,7	3,1	3,3	5,2
DEMANDA TOTAL	18.117	19.184	20,196	21,045
Variación año a año	0,4	5,9	5,3	4,2
BALANCE	403	-90	-466	-297
Inventarios como semanas de demanda	4,1	3,6	2,6	2,0

Fuente: Elaborado en Cochilco, sobre la base de antecedentes de GIEC, Brook Hunt, CRU y empresas productoras.
Notas: (p) provisorio, (e) estimado.

Evolución de los precios del cobre.

Precios del Cobre (¢/lb. - BML)			
Día	Precio		
17 septiembre	376,164		
18 septiembre	373,034		
19 septiembre	377,525		
20 septiembre	372,037		
21 septiembre	375,665		
	2010	2011	2012
Enero	335,035	433,439	364,845
Febrero	310,628	447,587	382,047
Marzo	338,508	432,303	383,605
Abril	351,311	430,153	374,651
Mayo	310,152	404,924	359,242
Junio	294,803	410,294	336,570
Julio	305,506	436,321	344,249
Agosto	330,395	410,106	339,852
Septiembre	349,688	377,155	364,094 ⁽¹⁾
Promedio anual	341,978	399,656	360,941 ⁽¹⁾

(1) Promedio al 21 de septiembre de 2012.

Fuente: Informe Cochilco-Chile Set.2012

6. Producción minera nacional.

Perú: Un país minero lleno de oportunidades.

Su riqueza geológica, la disponibilidad de información catastral y geológica de calidad, la oferta de proveedores de primer nivel y el marco jurídico promotor de la inversión privada vigente en el país, convierten al Perú en uno de los destinos más atractivos para la inversión minera en el mundo.

Perú: País minero.

El Perú es un país de antigua tradición minera, tradición que mantiene y cultiva gracias a la presencia de empresas líderes a nivel internacional. Contamos con un enorme potencial geológico, la presencia de la Cordillera de los Andes a lo largo del territorio, constituye nuestra principal fuente de recursos minerales.

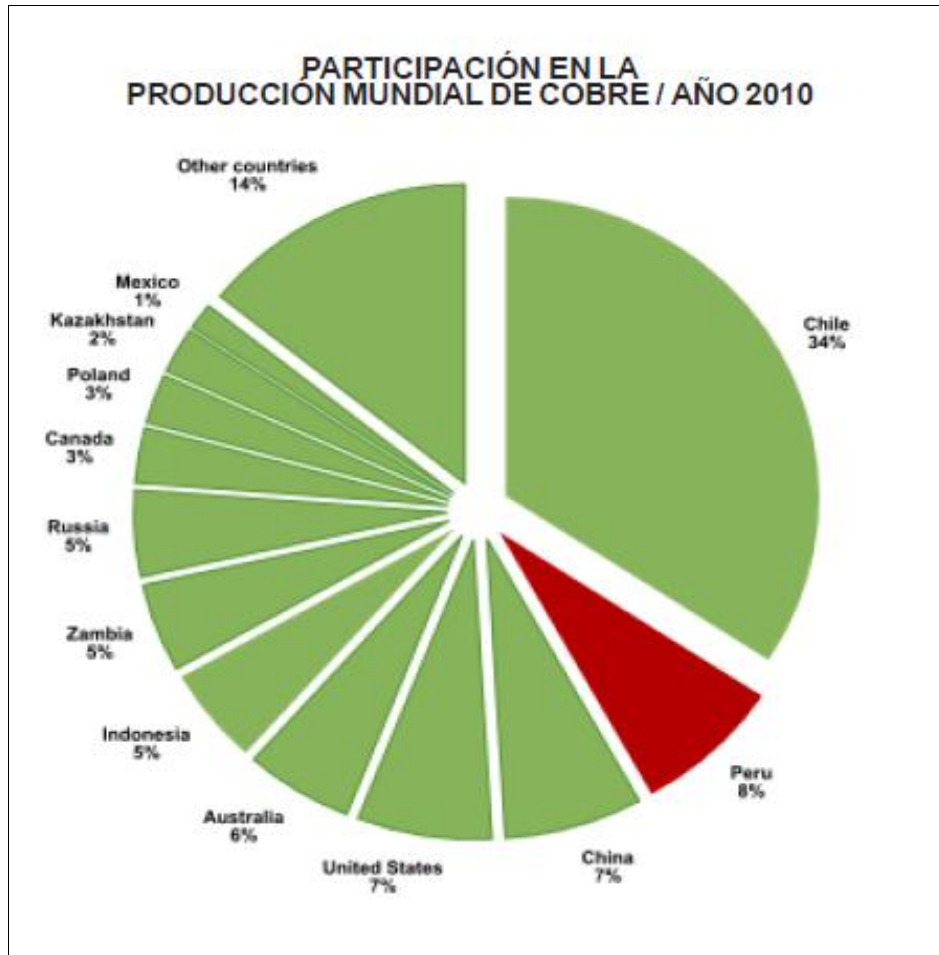
A nivel mundial y latinoamericano, el Perú, se ubica entre los primeros productores de diversos metales, (oro, plata, cobre, plomo, zinc, hierro, estaño, molibdeno, telurio, entre otros), lo cual es reflejo no sólo de la abundancia de recursos y la capacidad de

producción de la actividad minera peruana, sino de la estabilidad de las políticas económicas en nuestro país.

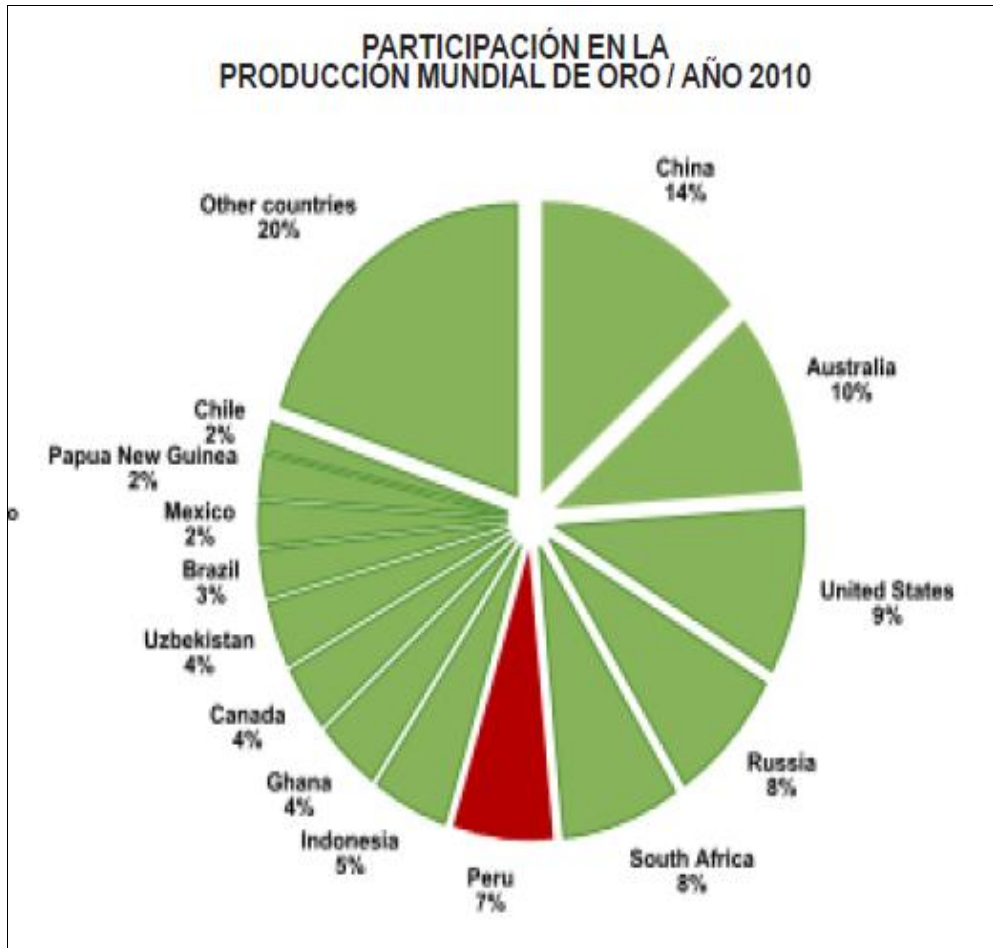
Los minerales producidos en el Perú, son de gran demanda en el mercado mundial actual, cuyo desarrollo se basa en la producción y la industria. Estados Unidos, China, Suiza, Japón, Canadá y la Unión Europea son los principales demandantes.

POSICIÓN DEL PERÚ EN LOS RANKINGS DE PRODUCCIÓN MINERA		
MINERAL	MUNDO	LATINOAMÉRICA
Plata	1	1
Zinc	2	1
Estaño	3	1
Plomo	4	1
Oro	6	1
Mercurio	4	2
Cobre	2	2
Molibdeno	4	2
Selenio	9	2
Cadmio	12	2
Hierro	17	5

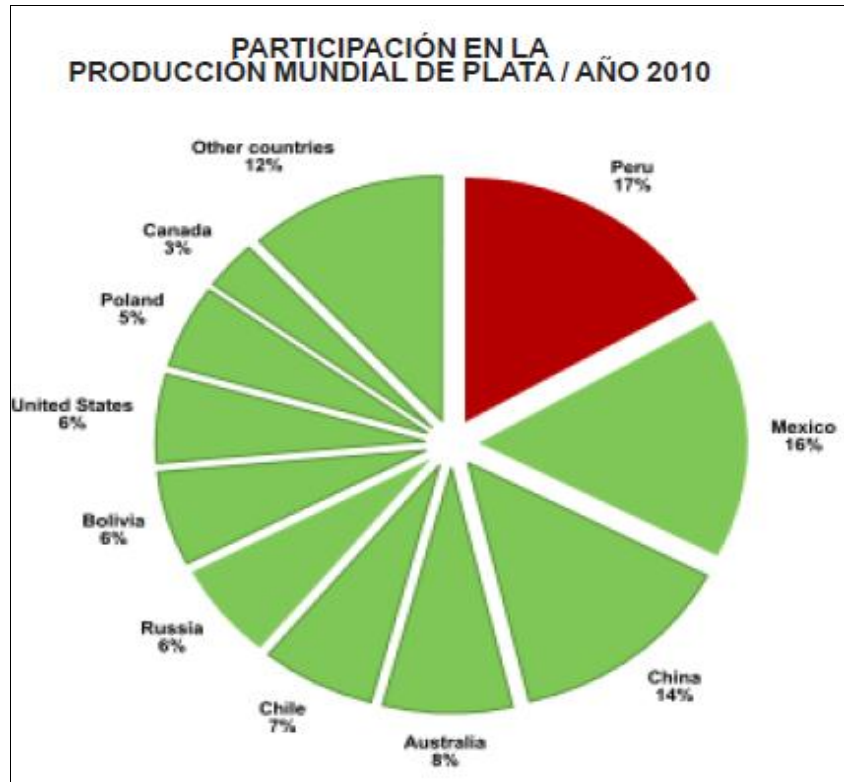
Fuente: U.S.Geological Survey-USGS-, The Silver Institute; Gold Fields Minerals Services-GFMS- International Copper Study Group - ICSG-; International Lead and Zinc Study Group-ILZSG- International Tin Research Institute - ITRI-; International Molybdenum Association-IMOA- Instituto Latinoamericano del Hierro y el Acero - ILAFA- Estadísticas del Ministerio de Energía y Minas MEM.
Elaboración: MEM



Fuente: Estadísticas del Ministerio de Energía y Minas MEM



Fuente: Estadísticas del Ministerio de Energía y Minas MEM



Fuente: Estadísticas del Ministerio de Energía y Minas MEM

7. Tendencia nacional.

La producción nacional de cobre va a tener un incremento de 14 por ciento en el 2013, mientras que para los años 2014, 2015 y 2016 crecerían en 17, 23 y 20 por ciento, respectivamente, afirmó hoy el banco Scotiabank.

Ello debido, al inicio de operaciones de varios proyectos que aportarían un volumen significativo a la producción, precisó la analista senior del Departamento de Estudios Económicos del Scotiabank, Erika Manchego, en el Reporte Semanal del banco.

Los proyectos causantes de estos incrementos corresponden tanto a ampliaciones de proyectos ya existentes como a nuevos proyectos. En ambos casos los proyectos se encuentran en un estado avanzado.

Algunos están incluso en la etapa de construcción o con el Estudio de Impacto Ambiental (EIA) aprobado, por lo que existe cierta seguridad de que el proyecto inicie operaciones en el plazo estimado.

“No estamos considerando a todos los proyectos importantes que están en la cartera del Ministerio de Energía y Minas (MEM) con fecha estimada de inicio de operaciones en el período 2013 - 2016 debido a que aún se encuentran en etapas de exploración o estudios”, precisó en el reporte semanal del banco.

Estos proyectos podrían iniciar operaciones en un horizonte más largo, probablemente entre el 2017 y 2021, por lo tanto, la producción nacional de cobre seguiría aumentando a tasas significativas pasado el 2016.

En el 2012, la producción nacional de cobre habría tenido un incremento cercano a diez por ciento debido principalmente al aumento de la producción de Compañía Minera Antamina en 33 por ciento.

En marzo del 2012, Antamina concluyó su proyecto de ampliación de operaciones y desde esa fecha ha registrado mayores volúmenes de producción.

El 2013 será el primer año completo de producción de la ampliación de Antamina por lo que se espera que tenga un aporte importante a la producción.

Asimismo, la producción de Southern Perú tuvo un incremento de cinco por ciento por unos proyectos de mejoras en Cuajone.

“Estas mejoras estarían completadas durante el segundo semestre del 2013, por lo tanto, si bien esperamos una mayor producción de Cuajone para el 2013, el mayor incremento se dará en el 2014 cuando las mejoras estén totalmente completadas”, indicó.

Compañía Minera Milpo también tuvo un incremento importante en su producción de cobre de 26 por ciento debido a la ampliación de su unidad Cerro Lindo, lo cual también tendría un impacto positivo durante el 2013.

Estas tres ampliaciones, seguirán impactando positivamente a la producción de cobre durante el 2013. Sin embargo, el principal incremento de la producción será originado por el proyecto Antapaccay de XstrataTintaya.

Antapaccay empezó a producir en noviembre del 2012 y durante sus dos primeros meses de operaciones el proyecto ha registrado un nivel bajo de producción.

Sin embargo, durante 2013, la producción de Antapaccay se irá incrementando progresivamente, a medida que alcanza su capacidad completa de operaciones.

El proyecto Antapaccay compensará con creces la menor producción de la mina Tintaya, próxima a cerrar operaciones, por lo tanto, estima un incremento de la producción de cobre para el 2013 de 14 por ciento.

Durante este período varios proyectos de cobre, que se encuentran actualmente en construcción, iniciarían operaciones, los cuales son Las Bambas de Xstrata, Toromocho de Chinalco, Constancia de Hudbayy Quellaveco de AngloAmerican.

Este último aún no ha empezado su construcción pero lo haría próximamente.

Asimismo, dos proyectos de grandes ampliaciones se ejecutarían durante este período beneficiando con incrementos a la producción de cobre en el 2015 y 2016.

Estas ampliaciones, son la de Toquepala de Southern Perú y la de Cerro Verde de Sociedad Minera Cerro Verde.

Si bien, la ampliación de Toquepala está enfrentando cierto nivel de oposición de la población de la zona, la formación de una mesa de diálogo ha sido un primer paso para lograr un acercamiento entre las partes y alcanzar acuerdos como los obtenidos con el proyecto Quellaveco de AngloAmerican que tuvo un proceso similar.

Además, la empresa ha venido realizando inversiones relacionadas con esta ampliación que le permitirán ejecutar el proyecto en el plazo estimado una vez que se den las condiciones.

El inicio de operaciones de estos proyectos, generará incrementos en la producción de cobre de 17, 23 y 20 por ciento durante los años 2014, 2015 y 2016, respectivamente.

Otros proyectos, que iniciarían operaciones después del 2016, incluyen Galeno de LuminaCopper, Mina Justa de Minsur,

Cañariaco de Candente Resources, Pukaqaqa y Magistral de Milpo, Haqira de First Quantum, Los Chancas y Tía María de Southern Perú, La Granja de Rio Tinto y Rondoni de Volcan.

Fuente: deperu.com, 06 de febrero del 2013

8. Captación de mercado.

Según el centro de estudios del Cobre-Chile 2012, Perú, tiene planes de inversión minera por más de 51 mil millones al 2016, Perú es el distrito minero con mayor potencial de crecimiento para el cobre en el mundo. Viene con una cantidad de proyectos nuevos y tiene un mayor manejo en lo que es propiedad minera, lo que facilita la llegada de las mineras junior.

Según estimaciones más actualizadas, Chile y Perú van a ser responsables de 130 mil millones de dólares de inversión, ubicándolos como la primera potencia minera en el mundo y productora de casi el 50% de cobre en el mundo, actualmente y de acuerdo a los gráficos mostrados al año 2010, Perú produce el 8% del cobre en el mundo y Chile, el 34%, representan el polo de desarrollo más grande del mundo, no hay otra zona en el mundo, geográficamente, por lejos es la más importante de cobre. Ello tiene múltiples consecuencias, la primera, la demanda por bienes

y servicios para la minería tendrá un mercado gigantesco y a partir de ello, las oportunidades de Chile y Perú para que se desarrollen tecnológicamente asociado a la minería son de primer nivel. Además, la formación de profesionales de primer nivel será una referencia para otras partes del mundo como ocurrió antes con los profesionales de EE.UU. que fueron una referencia para la minería latinoamericana.

9. Análisis estratégicos.

Fortaleza económica y confiable clima de inversión.

El Perú, es una de las economías con mayor crecimiento en América Latina (7,6% en el 2006, 9% en el 2007, 9,84% en el 2008, 1% en 2009, 8,8% en 2010 y 6,8% en 2011), lo cual es complementado con solidez macroeconómica: bajas tasas de inflación, superávit fiscal y comercial, y fuertes reservas internacionales netas.

Reconocimiento Internacional.

En julio de 2008, la agencia de riesgo crediticio Standard and Poor's otorgó el "Grado de Inversión" al Perú. Previamente, esta categorización, fue otorgada por Fitch Rating en abril del mismo año y por la Canadian Agency DBRS Dominion Bond Rating Service a fines del 2007.

El Perú ha suscrito diversos convenios bilaterales, incluyendo Tratados de Libre Comercio (TLC) con Estados Unidos, Canadá, China, Singapur, Corea del Sur y México, y está actualmente negociando TLC's con Japón, Tailandia y la Unión Europea.

Asimismo, el Perú es miembro de la Asia Pacific Economic Cooperation (APEC) y de la Comunidad Andina de Naciones (CAN). El Perú ofrece mejores oportunidades económicas para los inversionistas de esos mercados.

Oportunidades de inversión.

Las oportunidades que ofrece nuestro país, han hecho que seamos uno de los países de la región donde se observa mayor inversión en minería, con resultados destacados y presencia de empresas líderes de la minería mundial. En el 2011, Perú superó el record histórico de inversiones en el sector minero al superar los US\$ 7 000 millones, especialmente en los rubros de exploración e infraestructura minera.

Las inversiones proyectadas para los próximos años, tanto en exploración, explotación y ampliaciones mineras superan los US\$ 53 000 millones. La cartera estimada de estos proyectos mineros destaca inversiones muy importantes en Cuzco, Cajamarca, Moquegua, Tacna, Ica, Lima, Arequipa, Junín, Piura, Ancash, Huancavelica y Lambayeque.

Efectiva protección al inversionista.

El Perú, ha firmado 32 acuerdos internacionales de inversión que apuntalan su política de liberalización, con países del

Pacífico, Europa y América Latina. Con la mira en consolidar un clima de inversión estable y predecible, el Perú ha mejorado sus estándares en la negociación de Acuerdos Internacionales de Inversión. Del mismo modo, el Perú ha suscrito el acuerdo OPIC que facilita operaciones, dando cobertura a las inversiones de Estados Unidos llevadas a cabo en el Perú.

Perú, también es miembro de MIGA y un signatario de la Convención Constitutiva de la ICSID (International Centre for Settlement of Investment Disputes), así como de la New York Convention of the Recognition and Enforcement of Foreign Arbitral Awards.

Destacados de la industria minera.

Perú, es el primer productor de plata a nivel mundial, segundo productor mundial de cobre. Asimismo, es el primer productor de oro, zinc, estaño, plomo y molibdeno en América Latina. La Cordillera de los Andes es la columna vertebral de Perú y la principal fuente de depósitos minerales del mundo.

Nuestro país, tiene un importante potencial geológico. Es el tercer país en el mundo en reservas de oro, plata, cobre y zinc (US Geological Survey - USGS figures).

El número y área de proyectos de prospección minera se incrementa cada año, es por ello que la Bolsa de Valores de Lima (BVL) ha creado un segmento de Riesgo de Capital o de Cartera de Proyectos donde cotizan alrededor de 12 mineras junior y 39 empresas de la gran minería peruana.

Además, los insumos y servicios que la industria minera necesita tienen amplia disponibilidad en el mercado local, haciendo del Perú un lugar privilegiado para la minería en América del Sur.

Potencial no-metálico

Perú también tiene un gran potencial en minerales no-metálicos también conocidos como minerales industriales, tales como el mármol travertinos, diatomita (primer productor de América del Sur), bentonita y boratos. En efecto, nuestro territorio,

está entre los pocos países en el mundo en los que se pueden encontrar depósitos de estos minerales.

10. Comercio nacional e internacional.

10.1 Producción y consumo nacional y mundial.

La producción peruana del metal llegaría a 2,15 millones de toneladas el año 2015, desde las 1,24 millones de toneladas del 2011, según el ministro de Energía y Minas de Perú.

Se estima que el 2011, la producción acumulada alcanzó 16,2 millones de t, con un déficit de 380000 t y una demanda de 20,0 millones de t. Capacidad de producción mundial de cobre al 2015 sería de 26,2 millones de toneladas.

Producido principalmente en países como Chile, Perú, China, Estados Unidos, Australia y Canadá, el cobre es actualmente uno de los metales de mayor demanda en el mundo, debido a la variedad de usos y su gran versatilidad. Su consumo ha ido en aumento vertiginosamente dado el progreso tecnológico y científico experimentado por la humanidad, es así que este

metal, juega un rol clave en las industrias del transporte, electrónica, construcción, agricultura, energía, salud, nuevas tecnologías, entre otras muchas aplicaciones. Asimismo, el uso del cobre en las llamadas tecnologías “verdes”, como celdas solares y vehículos eléctricos, son un claro ejemplo de la importancia que seguirá desempeñando este metal en el futuro sostenible del planeta.

Desde el año 2004, existe a nivel mundial una escasez del llamado metal rojo, debido a la gran demanda de China y otros países emergentes que han dinamizado sus economías. Por ejemplo, en el 2011, la demanda mundial de cobre superó el crecimiento de la producción en 380000 toneladas y para el 2012 se proyecta otro déficit similar, a pesar de que se estima un avance en la producción del cobre por el orden del 2,8% y hasta de 3,5% en el 2013, según un análisis realizado por el Grupo Internacional de Estudios del Cobre (ICSG) y la Dirección de Estudios y Políticas Públicas de la Comisión Chilena del Cobre (Cochilco).